

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

РЕАКТОРИ БІОТЕХНІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ ПРАКТИКУМ

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для студентів,
які навчаються за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування»,
освітньою програмою «Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних
виробництв»*

Київ

КПІ ім. Ігоря Сікорського

2021

Реактори біотехнологічних виробництв: Практикум [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньої програми «Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: В.М. Мельник, Л.Ю.Авдєєва. – Електронні текстові дані (1 файл: 2,40 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. – 60 с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 7 від 13.05.2021 р.)
за поданням Вченої ради факультету біотехнології і біотехніки (протокол № 7 від 22.02.2021 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

РЕАКТОРИ БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ ПРАКТИКУМ

| | |
|-------------------------|--|
| Укладачі: | <i>Мельник Вікторія Миколаївна</i> , завідувач кафедри біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського, д-р техн. наук, професор <i>Авдєєва Леся Юріївна</i> , д-р техн. наук, доцент кафедри біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського |
| Відповідальний редактор | <i>Ружинська Л.І.</i> , доцент кафедри біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського, канд. техн. наук, доцент |
| Рецензент | <i>Малецька К.Д.</i> , провідний науковий співробітник відділу тепломасообміну в дисперсних середовищах Інституту технічної теплофізики НАН України, д-р. тех. наук, с.н.с. |

Посібник містить роз'яснення щодо виконання 8 практичних робіт, передбачених робочою програмою дисципліни «Реактори біотехнологічних виробництв».

Кожна робота містить індивідуальні варіанти завдань однакового ступеня складності та необхідні теоретичні відомості. В кінці кожної роботи пропонуються контрольні питання для самоперевірки. Для самостійної роботи студентів надається список рекомендованої літератури.

Для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньої програми «Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв» денної форми навчання.

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021

ЗМІСТ

| | |
|---|----|
| Зміст..... | 3 |
| Вступ..... | 4 |
| Загальна характеристика реакторів біотехнологічних виробництв.. | 7 |
| Практична робота № 1. <i>Розрахунок об'єму культуральної рідини в ферментері</i> | 9 |
| Практична робота № 2. <i>Розрахунок розміру краплин в умовах пневмоперемішування</i> | 13 |
| Практична робота № 3. <i>Розрахунок швидкості циркуляції рідини в ерліфтному ферментері, що скомпонований із кювет з барботажними трубами колового перерізу</i> | 18 |
| Практична робота № 4. <i>Розрахунок газорозподільчого пристрою жолобчастого барботеру</i> | 24 |
| Практична робота № 5. <i>Розрахунок коефіцієнта масопереносу при механічному диспергуванні газу в рідині</i> | 32 |
| Практична робота № 6. <i>Розрахунок потужності, що використовується для перемішування в ферментері з мішалкою в циркуляційному контурі</i> | 39 |
| Практична робота № 7 <i>Розрахунок витрати повітря, що надходить в шахтний аератор.</i> | 47 |
| Практична робота № 8. <i>Розрахунок потужності, необхідної для роторного піногасника ударно-зсувної дії</i> | 52 |
| Список літератури..... | 56 |
| Додатки..... | 58 |

ВСТУП

Дисципліна «Реактори біотехнологічних виробництв» відноситься до дисциплін професійної підготовки освітньої програми «Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв» першого (бакалаврського) рівня вищої освіти спеціальності «133 – Галузеве машинобудування».

Метою кредитного модуля є формування у студентів здатностей і компетентностей:

- ЗК-4 Відповідальність за якість виконуваної роботи;
- ЗК-6 Здатність застосовувати інженерні знання для розробки й реалізації проектів, що задовольняють заданим вимогам;
- ЗК-7 Здатність здійснювати пошук літератури й використовувати бази даних і інші джерела інформації, планувати й проводити експерименти, інтерпретувати результати й робити висновки;
- ЗК-8 Здатність здійснювати підбір і використання необхідного обладнання, інструментів і методів, з'єднувати теорію й практику для вирішення інженерних завдань.
- ФК-1 Здатність застосовувати професійні знання й уміння на практиці;
- ФК-8 Застосовувати методи стандартних випробувань щодо визначення фізико-механічних властивостей і технологічних показників використовуваних матеріалів і готових виробів

Після засвоєння навчальної дисципліни студенти мають продемонструвати такі результати навчання:

знання :

- ЗН-3 Знання методів проектування й здатність використовувати їх на практиці;
- ЗН-5 Критичне осмислення основних теорій, принципів, методів і понять у навчанні та професійній діяльності
- ЗН-7 Знання особливостей технологічних процесів в фармацевтичній та біотехнологічній промисловості і експлуатації обладнання

- ЗН-10 Знання типів, основ проектування, порівняльної характеристики, конструктивної реалізації та регулювання приводів та інших деталей і вузлів машин
- ЗН-11 Знання принципів побудови розрахункових схем елементів обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв
- ЗН-15 Знання фізико-хімічних основ та кінетичних закономірностей процесів у фармацевтичному та біотехнологічному обладнанні
- ЗН-16 Знання фізичних властивостей середовища та коефіцієнтів переносу
- ЗН-17 Знання конструкцій та методик розрахунку обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв

уміння:

- УМ-3 Розв'язувати складні непередбачувані задачі і проблеми у спеціалізованих сферах професійної діяльності та/або навчання, що передбачає збирання та інтерпретацію інформації (даних), вибір методів та інструментальних засобів, застосування інноваційних підходів;
- УМ-4 Спеціалізовані уміння розв'язання проблем, що необхідні для виконання науково-дослідної й інноваційної діяльності з метою розвитку нового знання й процедур і інтеграції знання з різних міждисциплінарних галузей;
- УМ-5 Уміння вибирати конструкції та розраховувати основні розміри, технологічні параметри обладнання для проведення процесів:
 - теплопередачі, випарювання та сушіння
 - механічних та гідродинамічних
 - масообміну
 - стерилізації обладнання, повітря, живильних середовищ;
 - періодичного та неперервного культивування мікроорганізмів ;
- УМ-7 Уміння здійснювати вибір схем апаратів, машин, установок для реалізації задач технологічного процесу;
- УМ-10 Уміння будувати єдині технологічні лінії виробництва фармацевтичних препаратів;

– УМ-12 Уміння виконувати графічні креслення та ескізи у відповідності із вимогами стандартів єдиної системи конструкторської документації;

Навчальний посібник складає учбово-методичну базу для виконання практичних робіт з курсу «Реактори біотехнологічних виробництв» та включає в себе шість робіт. Кожна робота містить:

- необхідні теоретичні відомості;
- вихідні дані;
- індивідуальні варіанти завдань однакового ступеня складності;
- порядок проведення та виконання роботи;
- контрольні питання для самоперевірки;
- список рекомендованої літератури.

Всі зауваження та побажання, спрямовані на покращення посібника, будуть прийняті авторами із подякою.

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РЕАКТОРІВ БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Промислове виробництво біопрепаратів являє собою складний комплекс взаємопов'язаних фізичних, хімічних, біофізичних, біохімічних, фізико-хімічних процесів і передбачає використання великої кількості різнотипного обладнання, яке пов'язане між собою матеріальними, енергетичними потоками, що утворюють технологічні лінії. Реактори біотехнологічних виробництв (ферментери) складають основу біотехнологічного виробництва. У мікробіологічній, харчовій та медичній промисловості в останні роки з'явилася велика кількість різних біореакторів (ферментерів), призначених для аеробного вирощування біомаси та отримання її метаболітів. Для апаратурного оформлення процесів використовують майже однотипну обв'язку, до якої входять: ферментер, багатокорпусний вентиль стерильний (для подачі поживного середовища посівного матеріалу, підживлення та ін.), системи регулювання рН, температури, подачі піногасника, система контролю витрат повітря, пробовідбірник, електродвигун [1, 4, 5].

Біореактори призначені для культивування мікроорганізмів, накопичення біомаси, синтезу цільового продукту. Типові ферментери представляють собою вертикальні ємності різної місткості (лабораторні - від 1 до 10 л, великотоннажні - понад 1000 л) з мінімальним числом штуцерів і передавальних пристроїв. У біореакторах повинні бути забезпечені оптимальні гідродинамічні і масообмінні умови. Ферментери забезпечуються паровою сорочкою, мішалками, барботерами, стерилізуючими повітряними фільтрами, відбійниками, що забезпечують необхідний температурний і газовий режим, тепло- і масообмінні процеси. Можуть бути й інші конструктивні особливості, що враховують специфіку конкретного біотехнологічного процесу. Робота окремих вузлів контролюється вимірювальними приладами, що фіксують як параметри технологічного процесу, так і окремі фізико-хімічні показники культивування (температуру стерилізації та культивування, швидкість обертання мішалки, тиск, витрату повітря або газу на аерацію, тощо. Тип біореактора, його ємність, коефіцієнт заповнення, поверхня

тепловіддачі, спосіб відведення тепла, тип перемішуючих і аеруючих пристроїв, арматура і запірні пристрої, спосіб піногасіння важливі елементи конструкції які впливають на процес культивування мікроорганізмів і клітин [1, 5].

Математична модель біохімічного реактора включає опис сукупності процесів, що протікають на мікрорівні і обумовлених мікрокінетикою біосинтезу, а також опис процесів, що відносяться до макрорівня і обумовлених гідродинамічною тепло- і масообмінною обстановкою в апараті. моделі масообміну, моделі теплообміну, моделі гідродинаміки, що формують в результаті загальну модель біохімічного реактора, пов'язана з урахуванням конструктивних особливостей апарата. Так, умови диспергування і дроблення фаз, характер і структура потоків, рівень сегрегації середовища, а також умови тепло і масообміну можуть бути детально розглянуті тільки стосовно до апарату певного типу та конструкції. У зв'язку з цим конструктивні і геометричні особливості біохімічного реактора визначають конкретний вигляд моделі, адекватної тому, що відбувається в ньому процесам і явищам. Крім цього, аналіз і оптимізація процесу за його математичної моделі дозволяють обґрунтовано рекомендувати для того чи іншого мікробіологічного процесу пріоритетний тип біохімічного реактора та його основні конструктивні параметри [4, 8, 9].

Практична робота № 1

РОЗРАХУНОК ОБ'ЄМУ КУЛЬТУРАЛЬНОЇ РІДИНИ В ФЕРМЕНТЕРІ

Мета: ознайомитися із особливостями зростання і живлення мікроорганізмів, навчитися проводити розрахунок об'єму культуральної рідини в ферментері.

Короткі теоретичні відомості

Процеси зростання і розвитку популяції мікроорганізмів в періодично діючому апараті протікають в декілька стадій. На рис.1.1 наведено типову криву зміни концентрації X клітин мікроорганізмів (м/о) в залежності від тривалості культивування. S-подібний характер цієї кривої є універсальним і не залежить від виду мікроорганізмів і умов культивування.

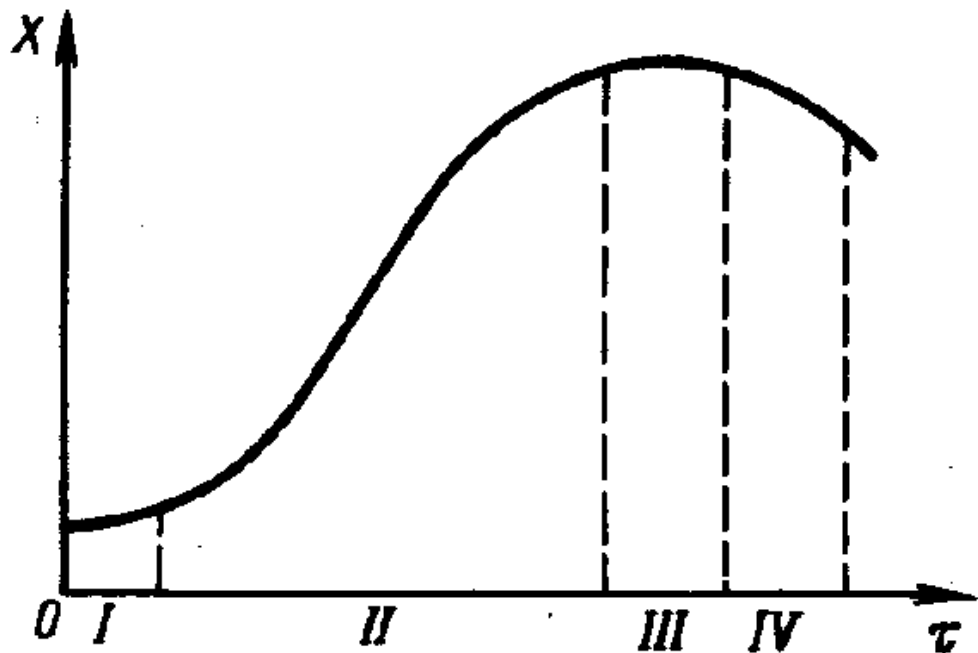


Рис.1.1 - Залежність зростання мікроорганізмів від тривалості при періодичному способі культивування:

- I – початкова стадія
- II – стадія зростання
- III – стадія рівноваги
- IV – стадія відмирання.

Розрізняють такі основні стадії розвитку популяції мікроорганізмів в ферментаторі періодичної дії: початкову, зростання, рівновагу і відмирання. У свою чергу, кожна з цих стадій може бути розділена на кілька фаз. На першій, початковій стадії, яка починається після посіву м/о в поживне середовище, в перший момент може спостерігатися навіть деяке зниження концентрації мікроорганізмів (латентна фаза). Потім вміст біомаси зростає спочатку в результаті зростання тільки обсягу клітин (лагфаза), а потім і внаслідок збільшення їх числа (фаза прискорення зростання). Друга стадія - стадія зростання - включає фазу експоненціального (логарифмічного) зростання і фазу уповільнення зростання. Потім настають стадії рівноваги (максимально стаціонарна фаза) і відмирання (або загибелі) популяції. Остання стадія становить інтерес у випадках, коли цільової продукт виділяється в результаті руйнування (лізису) клітин.

Основні стадії розвитку популяції мікроорганізмів в апараті можуть бути досить чітко виділені за такими ознаками. У початковій стадії зростання біомаси відсутнє, $X = X_0$, де X_0 - початкова концентрація біомаси після внесення посівного матеріалу (посівна доза). У стадії зростання відбувається постійне збільшення концентрації $X = X_k$, де X_k - кінцева концентрація, максимально можлива в даних умовах. Стадія відмирання характеризується постійним зменшенням концентрації м/о. Ефективність процесу культивування визначається швидкістю зростання біомаси або продуктивністю апарату.

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-1

- Q_m - потужність ферментера за абсолютно сухою біомасою (АСБ)
- C_s - концентрація лімітуючого субстрату
- M - величина біомаси у культуральному середовищі при виході з ферментера
- W - величина внутрішньоклітинної вологи, що містить біомаса у культуральному середовищі при виході з ферментера
- μ_{max} - значення максимальної питомої швидкості зростання мікроорганізмів у лабораторних умовах
- K_s - концентрація субстрату, при якій $\mu = \mu_{max}/2$

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.1.1.

Таблиця 1.1 - Вихідні дані для проведення розрахунку.

| Позначення | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|--------------|-------------------|---------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Q_m | т/добу | 1,2 | 1,0 | 1,3 | 1,4 | 0,8 | 0,9 | 1,1 | 1,0 | 1,2 | 1,3 |
| C_s | кг/м ³ | 15 | 15 | 15 | 15 | 15 | 15 | 15 | 15 | 15 | 15 |
| M | кг/м ³ | 30 | 33 | 34 | 35 | 40 | 30 | 32 | 34 | 36 | 40 |
| W | % | 75 | 70 | 75 | 73 | 80 | 70 | 73 | 75 | 80 | 70 |
| μ_{\max} | год ⁻¹ | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 | 0,87 |
| K_s | кг/м ³ | 122 | 122 | 122 | 122 | 122 | 122 | 122 | 122 | 122 | 122 |

Методика розрахунку

1. Розрахувати концентрацію АСБ ($X_{acб}$) при виході з ферментера, за умови заданого відсоткового вмісту внутрішньоклітинної вологи (W) і заданої величини біомаси у культуральному середовищі (M), кг/м³, за формулою:

$$X_{acб} = M \cdot (1 - W / 100) \quad (1.1)$$

2. Об'ємні витрати культурального середовища через ферментер Q_p за годину розрахувати за формулою:

$$Q_p = \frac{Q_m}{X_{acб}} \quad (1.2)$$

3. Розрахувати питому швидкість росту біомаси μ , год⁻¹ за формулою:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot C_s}{K_s + C_s} \quad (1.3)$$

4. Для підтримки стійкої концентрації мікроорганізмів у робочому об'ємі ферментера питома швидкість росту біомаси (μ) має бути:

$$\mu = \frac{Q_p}{V_p} \quad (1.4)$$

5. Розрахувати об'єм культуральної рідини в ферментері (V_p), м³ за формулою:

$$V_p = \frac{Q_p}{\mu} \quad (1.5)$$

Контрольні питання

1. Опишіть особливості процесів, що протікають в реакторах біотехнологічних виробництв при вирощуванні біомаси мікроорганізмів.
2. Які умови здійснення процесу ферментації є необхідними?
3. Дайте визначення що таке біопрепарат, культуральна рідина, культура мікроорганізмів, мікробна біомаса.
4. Назвіть і охарактеризуйте основні стадії розвитку популяції мікроорганізмів в реакторах біотехнологічних виробництв.

Література: [4, 5, 7]

Практична робота № 2

РОЗРАХУНОК РОЗМІРУ КРАПЛИН В УМОВАХ ПНЕВМОПЕРЕМІШУВАННЯ

Мета: визначити середній діаметр крапель, що утворюються в зоні змішування пневмодиспергатора (ерліфтий апарат), а також час, необхідний для досягнення краплями діаметра, який є стійким в турбулізованому потоці суцільного середовища.

Короткі теоретичні відомості

Одним із ефективних способів диспергування рідин, що не змішуються є використання пневмодиспергування в ерліфтних ферментерах. Спершу диспергування відбувається за рахунок турбулентних пульсацій суцільної фази в яку вводиться газ з отворів барботера. Введена дисперсна фаза розпадається на краплі під впливом в'язкісних і інерційних сил. Послідуюче подрібнення відбувається в барботажних трубах ферментера, куди циркуляційним потоком відноситься газ з краплями дисперсної фази. В'язкість суцільного середовища μ_c в основному і визначає механізм дроблення крапель. За даними Тейлора крапля, знаходячись в полі в'язкісних сил, витягується в еліпс з осями a (велика) і b (мала). При досягненні $a > \pi b$ вона втрачає свою стійкість і розпадається на дві або декілька дрібніших крапель. Діаметри крапель, що утворюються, завжди відрізняються один від одного, оскільки при утворенні двох крапель однакових розмірів їх поверхня буде найбільшою по відношенню до поверхні еліпса з віссю $a = \pi b$, тобто має місце найнесприятливіший з енергетичної точки зору випадок дроблення. У цьому полягає одна з причин полідисперсності при отримуванні емульсій.

Кінцевий результат подрібнення залежить від співвідношення в'язкості суцільної і дисперсної фаз. При $\mu_d < \mu_c$ відбувається дроблення на дві рівновеликі краплі; при $\mu_d > \mu_c$ крапля, що деформується, придбавши розмір $a > \pi b$ розпадається на ряд дрібних крапель рівних розмірів.

Ерліфтні ферментери з пневматичним і внутрішнім циркуляційним контуром знайшли широке застосування для вирощування біомаси мікроорганізмів. Ерліфтний апарат (рис.2.1), представляє собою циліндричну ємність з дифузоров (одним або декількома), що розділяють внутрішній об'єм на барботажну та циркуляційну зони зі співвідношенням площ перерізів $S_6/S_{ц}=1$.

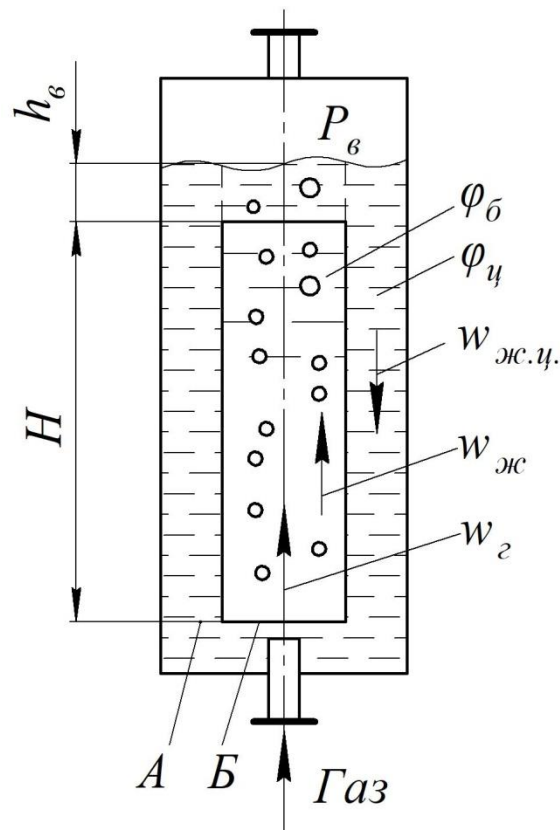


Рис.2.1 - Схема затопленого ерліфта

У ерліфт знизу подається повітря, яке барботується в нижню частину неаерованого шару суспензії у вигляді дрібних бульбашок. При подачі повітря в ній утворюється газорідинна суміш з високим газовістом. За рахунок різниці густини відбувається виштовхування більш легкого шару, газорідинна суміш в дифузори піднімається вгору, а на її місце в нижній частині апарату опускається рідина з більшою густиною. Таким чином, через різницю густини, виникає циркуляція і пневмодиспергування культуральної рідини.

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-2

- Н** - висота перегородок (висота зони барботажу)
 ω_{Γ} - приведена швидкість газу в барботажній зоні
 ω_p - приведена швидкість рідини в барботажній зоні
 Φ_b - газовміст у барботажній зоні

Властивості культурального середовища (суцільна фаза)

- ρ_c** - густина рідини
 σ_c - міжфазний натяг
 μ_c - в'язкість рідини

Властивості вуглеводневої сировини (дисперсна фаза)

- ρ_d** - густина
 σ_d - міжфазний натяг
 μ_d - в'язкість
 Φ_d - об'ємна частка дисперсної фази

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл. 2.1.

Таблиця 2.1 - Основні характеристики пневмодиспергатора і властивості речовин в барботажній зоні

| Поз. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|-------------------|--------------------------------|---------------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Н | м | 5 | 4 | 6 | 4,5 | 6 | 4 | 5 | 5,5 | 4 | 6 |
| ω_{Γ} | м/с | 0,2 | 0,18 | 0,22 | 0,25 | 0,2 | 0,22 | 0,18 | 0,2 | 0,25 | 0,3 |
| ω_p | м/с | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 | 0,25 |
| Φ_b | м ³ /м ³ | 0,6 | 0,56 | 0,7 | 0,75 | 0,7 | 0,7 | 0,5 | 0,6 | 0,75 | 0,8 |
| ρ_c | кг/м ³ | 1000 | 994 | 1083 | 1081 | 1000 | 994 | 1083 | 1081 | 1000 | 994 |
| σ_c | Н/м | 0,062 | 0,072 | 0,082 | 0,08 | 0,062 | 0,082 | 0,072 | 0,062 | 0,082 | 0,072 |
| μ_c | Па·с | 0,0008 | 0,0007 | 0,0006 | 0,0009 | 0,0008 | 0,0007 | 0,0006 | 0,0009 | 0,0008 | 0,0007 |
| ρ_d | кг/м ³ | 850 | 850 | 850 | 850 | 850 | 850 | 850 | 850 | 850 | 850 |
| σ_d | Н/м | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 | 0,023 |
| μ_d | Па·с | 0,00625 | 0,00725 | 0,00825 | 0,00625 | 0,00725 | 0,00825 | 0,00625 | 0,00725 | 0,00825 | 0,00625 |

Об'ємна частка дисперсної фази, $\Phi_d < 0,1$

Методика розрахунку

1. Розрахувати питому потужність газового потоку, що вводиться в барботажну трубу (дорівнює дисипації енергії в зоні змішування), (ε_r) Вт/м³, за формулою:

$$\varepsilon_r = \rho_c \cdot \omega_r \cdot g \quad (2.1)$$

2. Розрахувати розмір крапель, стійких у турбулентному потоці культурального середовища (d_k), м:

$$d_k = 0,7 \left(\frac{\sigma_\delta^3}{\rho_c \cdot \varepsilon^2} \right)^{0,2} \quad (2.2)$$

3. Розрахувати істину швидкість рідини в барботажній трубці, (ω_c), м/с:

$$\omega_c = \frac{\omega_p}{1 - \varphi_\delta} \quad (2.3)$$

4. Розрахувати швидкість спливання крапель у культуральному середовищі (ω_δ), м/с:

$$\omega_\delta = \frac{d_k^2 (\rho_c - \rho_\delta) g}{6\mu_c} \cdot \frac{\mu_c + \mu_\delta}{2\mu_c + 3\mu_\delta} \quad (2.4)$$

5. Розрахувати середню тривалість перебування крапель в зоні змішування, ($\tau_{сер}$), с:

$$\tau_{сер} = \frac{H}{\omega_c \pm \omega_\delta} \quad (2.5)$$

Знак (+) приймається за умови $\rho_d < \rho_c$, а знак (-) за умови $\rho_d > \rho_c$.

6. Розрахувати константу швидкості подрібнення крапель, (k_δ):

$$k_\delta = 1,6 \cdot \sigma_c^{0,7} \omega_c^{0,2} \quad (2.6)$$

7. Розрахувати середній об'ємно-поверхневий діаметр, якого досягають краплі за один прохід до верху ферментера, (d_{on}), м:

$$d_{on} = d_k \exp(-0,29 k_\delta \cdot \tau_{сер}) \quad (2.7)$$

8. Розрахувати швидкість спливання крапель діаметром d_{on} , (ω_δ), м/с:

$$\omega_\delta = \frac{d_{on}^2 (\rho_c - \rho_\delta) g}{6\mu_c} \cdot \frac{\mu_c + \mu_\delta}{2\mu_c + 3\mu_\delta} \quad (2.8)$$

9. Розрахувати стійкий діаметр крапель (для приведеної швидкості циркуляції $\omega_p = 0,25$ м/с) після подальшого подрібнення (d_{kn}), м:

$$d_{kn} = \frac{0,0325\sigma_\delta}{(\sigma_c g \rho_c)^{0,5}} \quad (2.9)$$

10. Розрахувати тривалість подрібнення крапель до стійкого діаметру ($\tau_{сер}$), с:

$$\tau_{сер} = \frac{1}{0,29k_\delta} \ln \frac{d_k}{d_{kn}} \quad (2.10)$$

Контрольні питання

1. Опишіть процес циркуляції і диспергування рідин, що не змішуються в апаратах ерліфтного типу.
2. Від чого залежить швидкість подрібнення дисперсної фази і утворення крапель?
3. Опишіть принцип дії ерліфтних апаратів.
4. Які показники ефективності роботи ерліфтичних апаратів?

Література: [3, 4, 6, 7]

Практична робота № 3
РОЗРАХУНОК ШВИДКОСТІ ЦИРКУЛЯЦІЇ РІДИНИ
В ЕРЛІФТНОМУ ФЕРМЕНТЕРІ, ЩО СКОМПОНОВАНИЙ ІЗ КЮВЕТ
З БАРБОТАЖНИМИ ТРУБАМИ КОЛОВОГО ПЕРЕРІЗУ

Мета: ознайомитися із конструктивними особливостями ерліфтих ферментерів різних модифікацій, провести розрахунок швидкості циркуляції рідини.

Короткі теоретичні відомості

В ферментерах ерліфтного типу енергія підводиться в апарат разом з повітрям через газорозподільні пристрої. Вони досить прості за конструкцією, оскільки не мають механічних перемішуючих пристроїв. Ферментери цього типу застосовують у випадку, коли не потрібний високий коефіцієнт масообміну з киснем, а рідина має невисоку в'язкість. Такі ферментери використовуються для вирощування в аеробних умовах кормових дріжджів.

Ферментер (рис.3.1) виконаний у вигляді ємності (1), в якій встановлені вісім аераторів (2), що представляють собою кожухотрубні теплообмінники без кришок. Труби мають внутрішній діаметр 100 мм і висоту 6000 мм. Повітря підводиться до ферментеру по трубі (3) та розводиться по газорозподільниках (4). Газорозподільник представляє собою низьку циліндричну коробку, у верхній кришці якої встановлені насадки для подачі повітря в кожну барботажную трубу. Міжтрубний простір аератора охолоджується водою, що подається через штуцер (А). На верхній кришці ферментеру встановлені механічні піногасники (5), з яких відпрацьоване повітря надходить у колектор (6) і виводиться з нього через штуцер (Б).

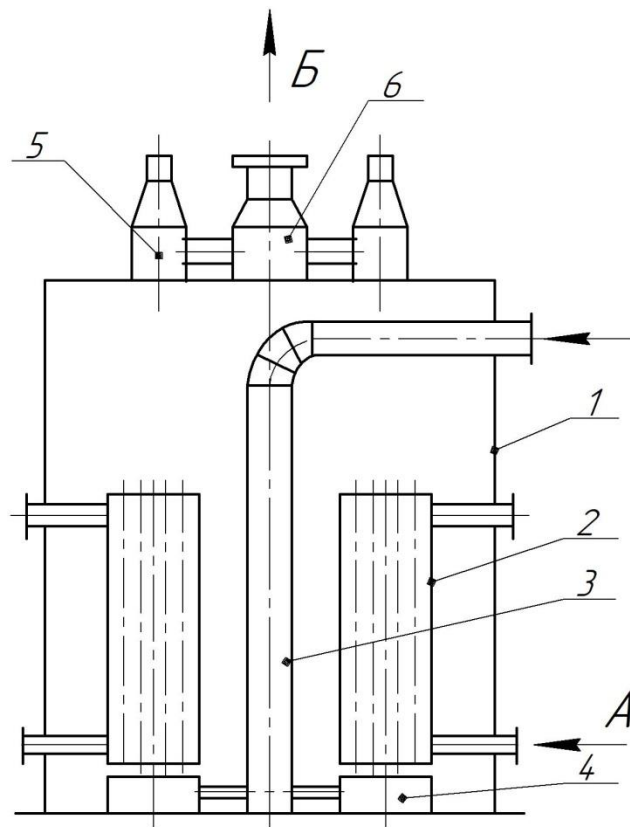


Рис. 3.1 - Ферментер з ерліфтними трубами (кожухотрубними аераторами):

- 1 – корпус; 2 – аератори (кожухотрубні); 3 – повітропровід;
4 – газорозподільники; 5 – піногасники; 6 – колектор повітря

Розташування кювет в даному ерліфтному ферментері наведене на рис.3.2.

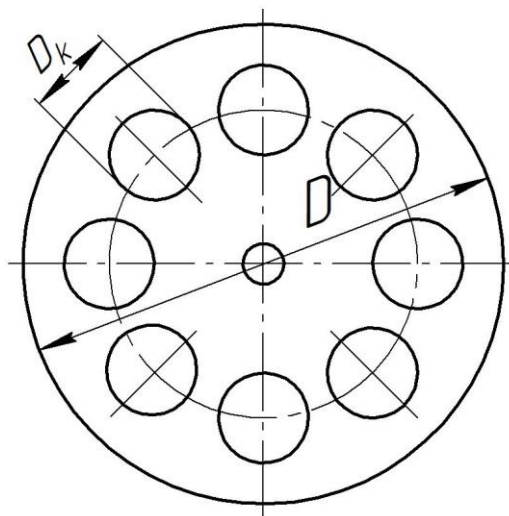


Рис.3.2 - Розташування кювет в ерліфтному ферментері: D – діаметр ферментеру, D_k – діаметр кювети

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-3

| | |
|-----------------|---------------------------------|
| D | - діаметр ферментеру |
| H | - висота корпусу апарату |
| V _n | - номінальний об'єм |
| V _p | - об'єм рідини в апараті |
| k _з | - коефіцієнт заповнення апарату |
| q _{вл} | - питома витрата повітря |
| Z | - число кювет |
| D _к | - діаметр кювети |
| n | - кількість труб в кюветі |
| H _{тр} | - висота труб в кюветі |
| d _{тр} | - внутрішній діаметр кювети |
| T | - температура робочого газу |

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.3.1.

Таблиця 3.1 - Вихідні дані для розрахунку

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|-----------------|-----------------------------|---------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| D | мм | 11000 | 10400 | 11000 | 10400 | 11000 | 10400 | 11000 | 10400 | 11000 | 10400 |
| H | м | 13,7 | 13,5 | 13,7 | 13,5 | 13,7 | 13,5 | 13,7 | 13,5 | 13,7 | 13,5 |
| V _n | м³ | 1300 | 1300 | 1300 | 1300 | 1200 | 1100 | 1300 | 1300 | 1300 | 1200 |
| V _p | м³ | 480 | 585 | 650 | 390 | 442 | 520 | 585 | 650 | 585 | 650 |
| K _з | - | 0,37 | 0,45 | 0,5 | 0,3 | 0,34 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,45 | 0,65 |
| q _{вл} | $\frac{м^3}{(с \cdot м^3)}$ | 0,024 | 0,019 | 0,02 | 0,024 | 0,016 | 0,02 | 0,024 | 0,016 | 0,018 | 0,024 |
| Z | шт. | 8 | 6 | 4 | 8 | 6 | 4 | 6 | 8 | 4 | 6 |
| D _к | мм | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 | 2000 |
| n | шт. | 169 | 169 | 169 | 169 | 169 | 169 | 169 | 169 | 169 | 169 |

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|-----------------|-------------|---------------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| H _{тр} | м | 7 | 7 | 7 | 7 | 7 | 7 | 7 | 7 | 7 | 7 |
| d _{тр} | мм | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |
| T | °K | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 |

Методика розрахунку

1. Розрахувати абсолютний тиск (P_p), Па:

$$P_p = P_o + 0,5 \cdot H \cdot \rho_p \cdot K_g \quad (3.1)$$

2. Розрахувати витрати повітря в перерізі середньої частини апарату, м³/с :

$$q_r = V_p \cdot q_{v1} \frac{p_o T}{p_p T_o} \quad (3.2)$$

3. Розрахувати сумарну площу перерізів барботажних труб, м²:

$$S_{\sigma} = z \cdot n \cdot 0,785 d_{mp}^2 \quad (3.3)$$

4. Розрахувати приведену швидкість повітря в барботажних трубах, м/с:

$$\omega_r = q_r / S_{\sigma} \quad (3.4)$$

5. Розрахувати площу перерізу циркулярної зони, м²:

$$S_y = 0,785 (D^2 - z D_k^2) \quad (3.5)$$

6. Розрахувати змочений периметр в циркуляційній зоні, м:

$$\Pi_y = \pi (D + z D_k) \quad (3.6)$$

7. Розрахувати повний газовміст в барботажних трубах, φ_{σ} :

Приймаємо, що значення газовмісту суміші в циркуляційній зоні, $\varphi_{\Pi} = 0,6$; додатковий газовміст, отриманий в барботажних трубах за рахунок вводу них газу, $\varphi_z = 0,2$.

$$\varphi_{\sigma} = \varphi_{\Pi} + \varphi_z - \varphi_{\Pi} \cdot \varphi_z \quad (3.7)$$

8. Розрахувати приведену швидкість рідини в барботажних трубах (ω_p), м/с:

$$H_{mp}(\varphi_{\delta} - \varphi_u) \cdot g = \left[\frac{\xi_{1\delta} + \xi_{2\delta}}{2(1 - \varphi_{\delta})^2} + \frac{\lambda_{mp}}{8(1 - \varphi_{\delta})^{1,75}} \cdot \frac{H\Pi_{\delta}}{S_{\delta}} + \frac{\xi_{1u} + \xi_{2u}}{2(1 - \varphi_u)^2} + \frac{\lambda_{mp}}{8(1 - \varphi_u)^{1,75}} \cdot \frac{H\Pi_u}{S_u} + \frac{\xi_{180}}{(1 - \varphi_{\delta})^2} \right] \cdot \omega_p^2 \quad (3.8)$$

Значення показників місцевих опорів приймаємо:

- коефіцієнт місцевих опорів при раптовому звуженні в барботажній зоні при вході в барботажні труби, $\zeta_{1b} = 0,5$;
- коефіцієнт місцевих опорів при раптовому розширенні в барботажній зоні при виході з барботажних труб, $\zeta_{2b} = 1$;
- коефіцієнт місцевих опорів при раптовому звуженні в циркулярній зоні при вході в барботажні труби, $\zeta_{1u} = 0,5$;
- коефіцієнт місцевих опорів при раптовому розширенні в циркулярній зоні при виході з барботажних труб, $\zeta_{2u} = 1$;
- коефіцієнт місцевих опорів при повороті на 180° , $\zeta_{180} = 2,3$.

Коефіцієнт тертя приймаємо, $\lambda_{mp} = 0,03$.

Змочений повний периметр приймаємо, $\Pi_{\delta} = 424,5$ м.

9. Розрахувати газовміст, отриманий за рахунок виділення газу в барботажні труби φ_z , використовуючи отримане значення ω_p :

$$\varphi_z = \frac{\omega_z}{\omega_z + \omega_p + (0,35 + 2\omega_z)(1 - \varphi_z)} \quad (3.9)$$

10. Уточнюємо повний газовміст в барботажних трубах φ_b , використовуючи нове значення φ_z , (3.7).

11. Уточнюємо швидкість рідини в барботажних трубах ω_p , використовуючи нове значення φ_b , (3.8).

12. Вдруге уточнюємо газовміст φ_z , отриманий за рахунок виділення газу в барботажні труби, використовуючи нове значення ω_p , (3.9).

13. Вдруге уточнюємо повний газовміст в барботажних трубах φ_b , використовуючи значення φ_z , (3.7).

14. Для порівняння здійснюємо розрахунок швидкості рідини в барботажних трубах ω_p , за спрощеною формулою:

$$\omega_p = \left[\frac{2H(\varphi_{\delta} - \varphi_{\gamma})(1 - \varphi_{\delta})^2 \cdot g}{\Sigma \xi} \right]^{1/2} \quad (3.10)$$

де $\Sigma \xi$ - сумарний коефіцієнт місцевих опорів в барботажній зоні і дорівнює:

$$\Sigma \xi = \xi_{1\delta} + \xi_{2\delta} + 2\xi_{180} + \lambda_{mp} H / d \quad (3.11)$$

Порівнюємо значення ω_p .

Контрольні питання

1. Опишіть конструкцію і принцип дії ерліфтного ферментера.
2. Назвіть особливості конструкції ерліфтного апарату, скомпонованого з кювет.
3. Яким чином здійснюється аерація і перемішування в апаратах цього типу?
4. Сформулюйте переваги і недоліки використання ферментерів цього типу.
5. Яка мета використання апаратів цього типу?

Література: [3, 4, 7, 9]

Практична робота №4
РОЗРАХУНОК ГАЗОРОЗПОДІЛЬНОГО ПРИСТРОЮ
(жолобчастого барботеру)

Мета: ознайомитися з конструкцією барботажних біореакторів і газорозподільчих пристроїв, навчитися проводити їх розрахунок.

Короткі теоретичні відомості

Барботажні реактори (рис. 4.1), це апарати, в яких поверхня контакту фаз утворюється при введенні газу через газорозподільчі пристрої (барботери) в шар рідини. Такі ферментери використовують головним чином для вирощування дріжджів, культивування лактобацил та ін. мікроорганізмів, які руйнуються під дією механічного впливу. Ця група реакторів отримала найбільш широке розповсюдження в хімічній, мікробіологічній, харчовій та інших галузях промисловості.

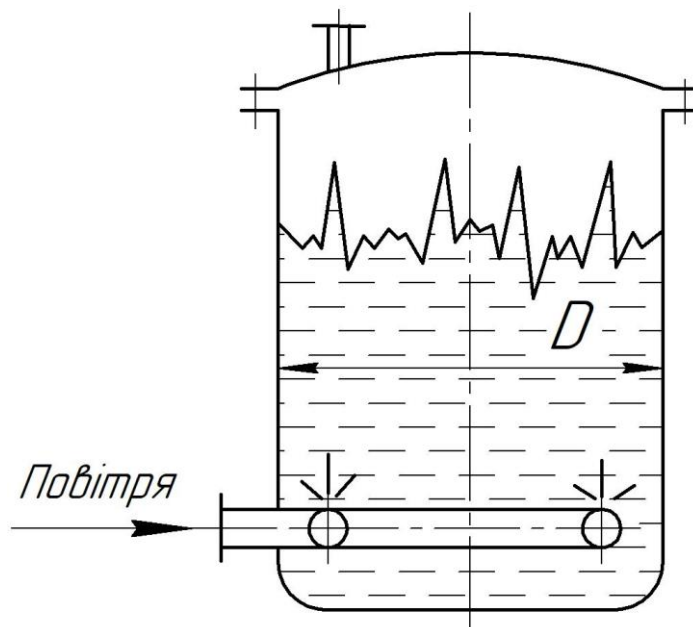


Рис.4.1 - Схема барботажного біореактора

Газорозподільчі пристрої (барботери) (рис. 4.2) використовуються для забезпечення рівномірного барботажу газу через культуральну рідину у випадку, коли клітини мікроорганізмів можуть бути зруйнованими під дією механічних мішалок. Його конструкція повинна забезпечити рівномірне збагачення рідини киснем по всьому перерізу апарата для створення умов циркуляції і масообміну, а також можливість вільного зливу культуральної рідини.

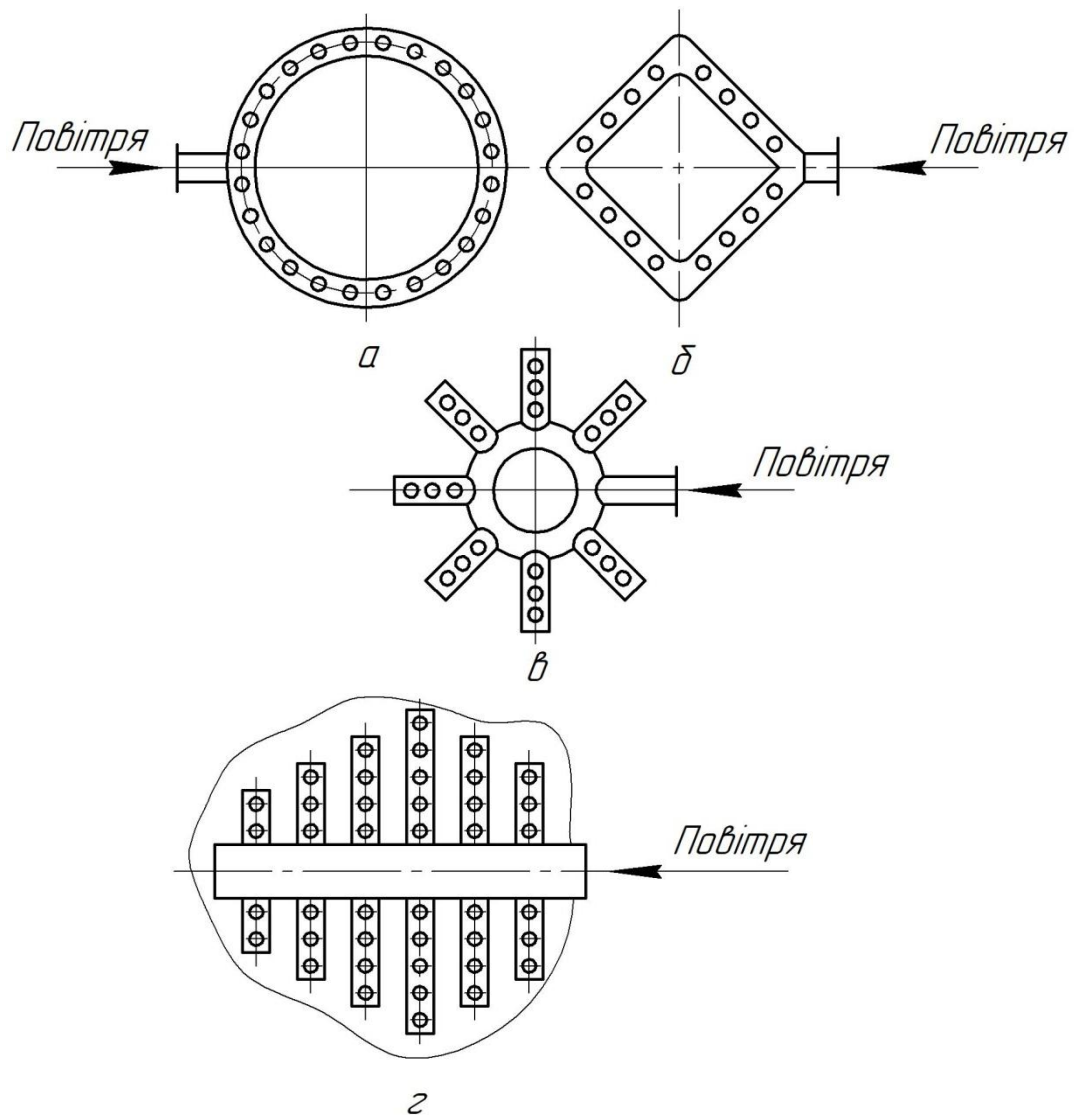


Рис. 4.2 - Схеми конструкцій газорозподільчих пристроїв (барботерів):

а – кільцевий; б – ромбовидний; в – променистий; г – жолобчастий

Барботажні газорозподільчі пристрої встановлюються в апаратах з підведенням енергії газовою фазою (барботажних ферментерах, ферментерах ерліфтного типу) і ферментерах з комбінованим підводом енергії.

Вибір конструкції ферментеру і способу перемішування визначається умовами розмноження та зростання мікроорганізмів, а також інтенсивністю протікання масообмінних процесів. Цим умовам найбільше відповідає конструкція газо- розподільника, що зображений на рис.4.3.

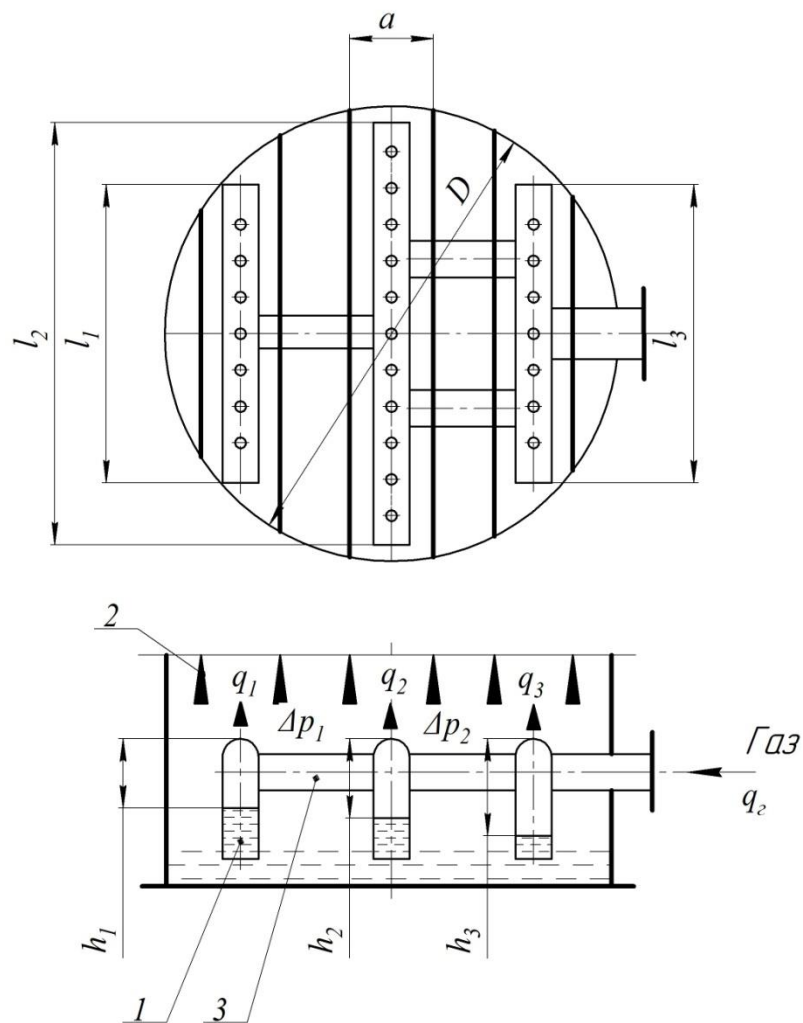


Рис.4.3 - Жолобчастий газорозподільник

Ферментер представляє собою ємність з жолобчастими газорозподільними пристроями (барботерами) (рис. 4.3). Основним його елементом є відкритий знизу глибокий жолоб (1), вздовж його верхньої утворюючої розташовані рівномірно розподілені отвори для подачі газу у культуральну рідину. Жолоби з'єднані між

собою патрубками (3) для введення повітря. В ерліфтних ферментерах з плоскими теплообмінними перегородками (2) жолоби розміщуються під кожною барботажною зоною.

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-4

- D - діаметр апарату
 Н - висота апарату
 а - ширина перерізу барботажних труб
 ℓ_1, ℓ_2, ℓ_3 - середня довжина перерізів барботажних труб
 ω_r - приведена швидкість повітря в кожній трубі
 k_3 - коефіцієнт заповнення рідиною апарата
 Т - температура середовища всередині апарата

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.4.1.

Таблиця 4.1 - Основні технічні характеристики ферментера для проведення розрахунку

| Позначення | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|------------------|-------------|---------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| D | м | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Н | м | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 |
| а | м | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,3 |
| ℓ_1, ℓ_3 | м | 1,53 | 1,5 | 1,45 | 1,4 | 1,35 | 1,5 | 1,45 | 1,4 | 1,35 | 1,5 |
| ℓ_2 | м | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| ω_r | м/с | 0,3 | 0,28 | 0,25 | 0,22 | 0,2 | 0,28 | 0,25 | 0,22 | 0,2 | 0,28 |
| k_3 | - | 0,35 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,6 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,6 | 0,4 |
| Т | °К | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 | 307 |

Методика розрахунку

1. Розрахувати площу перерізів барботажних труб (S_1), (S_2), (S_3), м²:

$$S_1 = S_3 = \ell_1 \cdot a \quad (4.1.1)$$

$$S_2 = \ell_2 \cdot a \quad (4.1.2)$$

2. Розрахувати витрату повітря в барботажних трубах (q_1), (q_2), (q_3), м³/с:

$$q_1 = q_3 = \omega_r \cdot S_1 \quad (4.2.1)$$

$$q_2 = \omega_r \cdot S_2 \quad (4.2.2)$$

3. Розрахувати загальну витрату повітря в барботажних трубах q_r , м³/с:

$$q_r = q_1 + q_2 + q_3 \quad (4.3)$$

4. Розрахувати внутрішній діаметр патрубку, що з'єднує 1-й та 2-й жолоби, (d_1), м:

$$d_1 = \left(\frac{4q_1}{\pi \cdot \omega_{n1}} \right)^{1/2} \quad (4.4)$$

Приймаємо, що в патрубку, що з'єднує перший (тупіковий) і другий жолоби, швидкість повітря дорівнює: $\omega_{n1} = 20 \text{ м/с}$.

5. Розрахувати висоту газового шару в 1-му жолобі (h_1), мм:

$$h_1 = h_b + d_n + 10 \quad (4.5)$$

Приймаємо, що зовнішній діаметр переточного патрубку $d_n = 100$ мм, а відстань від верхньої кромки жолоба до переточного патрубка $h_b = 30$ мм.

6. Коефіцієнт опору односторонньо затопленого отвору (ζ_o) вибираємо з графіку (рис.4.4).

Приймаємо, що діаметр газорозподільчих отворів у верхній частині жолоба $d_o = 5$ мм, товщина стінки жолоба $\delta = 3$ мм, поверхневий натяг культуральної рідини $\sigma = 0,04$ Н/м.

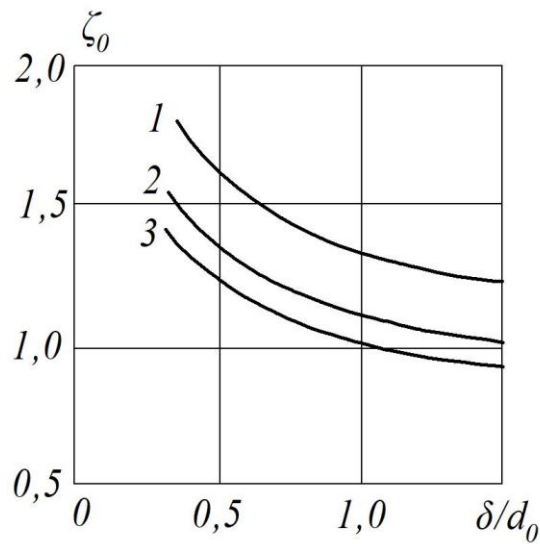


Рис.4.4 - Коефіцієнти опору односторонньо затоплених отворів:

1 - $\sigma = 0,03$ Н/м;

2 - $\sigma = 0,05$ Н/м;

3 - $\sigma = 0,07$ Н/м.

7. Розрахувати тиск в нижньому перерізі ферментера (P), Па:

$$P = P_0 + H\rho_p gK_z \quad (4.6)$$

8. Розрахувати густину повітря (ρ_r), кг/м³:

$$\rho_r = \rho_0 \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} \quad (4.7)$$

Густина сухого повітря за нормальних умов становить : $\rho_0 = 1,29$ кг/см³.

9. Розрахувати швидкість повітря в отворах першого жолоба (ω_{01}), м/с:

$$\omega_{01} = \left[\frac{2g\rho_p h_1}{\zeta_0 \rho_r} \right]^{1/2} \quad (4.8)$$

10. Розрахувати число отворів в першому жолобі (n_1), шт.:

$$n_1 = \frac{4\omega_r S_1}{\omega_{01} \pi d_0^2} \quad (4.9)$$

11. Розрахувати крок розміщення отворів при двохрядному розташуванні вздовж жолоба (t_1), мм:

$$t_1 = \frac{2l_1}{n_1} \quad (4.10)$$

12. Розрахувати висоту газового шару в другому (центральному) жолобі (h_2),

м:

$$h_2 = h_1 + \frac{\zeta_n \rho_r \omega_{n1}^2}{2 \rho_p g} \quad (4.11)$$

Приймаємо, що сумарний коефіцієнт опору переточного патрубку $\zeta_n=1,5$.

13. Розрахувати швидкість повітря в отворах другого жолоба (ω_{n2}), м/с:

$$\omega_{n2} = \left[\frac{2g \rho_p h_2}{\zeta_0 \rho_r} \right]^{1/2} \quad (4.12)$$

14. Розрахувати число отворів в другому жолобі (n_2), шт.:

$$n_2 = \frac{4 \omega_r S_2}{\omega_{n2} \pi d_0^2} \quad (4.13)$$

15. Розрахувати крок розміщення отворів при двохрядному розташуванні (t_2),

мм:

$$t_2 = \frac{2l_2}{n_2} \quad (4.14)$$

16. Розрахувати швидкість повітря в патрубках між 2-м та 3-м жолобами

(ω_{n2}), м/с:

$$\omega_{n2} = \frac{4(q_1 + q_2)}{2\pi d_2^2} \quad (4.15)$$

Приймаємо, що внутрішній діаметр патрубка $d_2 = 93$ мм.

17. Розрахувати висоту газового шару в третьому жолобі (h_3), м:

$$h_3 = h_2 + \frac{\zeta_n \rho_r \omega_{n2}^2}{2 \rho_p g} \quad (4.16)$$

18. Розрахувати швидкість повітря в отворах третього жолоба (ω_{n3}), м/с:

$$\omega_{n3} = \left[\frac{2g \rho_p h_3}{\zeta_0 \rho_r} \right]^{1/2} \quad (4.17)$$

19. Розрахувати число отворів в третьому жолобі (n_3), шт.:

$$n_3 = 4 \omega_r S_1 / \omega_{03} \pi d_0^2 \quad (4.18)$$

20. Розрахувати крок розміщення отворів при їх двохрядному розташуванні (t_3), мм:

$$t_3 = \frac{2l_3}{n_3} \quad (4.19)$$

21. Розрахувати внутрішній діаметр патрубку, через який вводиться повітря в 3-й жолоб (d_3), м:

$$d_3 = \left(\frac{4q_z}{\pi \omega_{n3}} \right)^{1/2} \quad (4.20)$$

Приймаємо, що швидкість повітря в патрубку $\omega_{n3} = 20$ м/с.

Контрольні питання

1. Опишіть конструкцію і принцип дії жолобчатого газорозподільника.
2. Опишіть конструкції найбільш поширених газорозподільників.
3. Яка мета використання газорозподільних пристроїв?
4. Які вимоги до газорозподільних пристроїв для встановлення ефективної роботи ферментеру?

Література: [3, 4, 6, 8]

Практична робота №5

РОЗРАХУНОК КОЕФІЦІЄНТА МАСОПЕРЕНОСУ ПРИ МЕХАНІЧНОМУ ДИСПЕРГУВАННІ ГАЗУ В РІДИНІ

Мета: ознайомитися з конструкцією реакторів з механічним перемішуванням, а також типів мішалок. Провести розрахунок коефіцієнту масопреносу при механічному диспергуванні газу в рідині в біореакторі з шестилопатевою турбінною відкритою мішалкою.

Короткі теоретичні відомості

Диспергування рідин, що не змішуються може відбуватися різними способами, але найчастіше використовуються механічне перемішування. Апарати з механічними перемішувачами пристроями широко використовують при проведенні великої кількості технологічних процесів в гомогенних і гетерогенних середовищах за рахунок того, що в таких апаратах утворюється стійка циркуляція. При механічному перемішуванні, рідини внаслідок розвиненої турбулентності, досягається найбільш тонке диспергування газу. При досить високому газовмісті це створює велику питому поверхню контакту фаз та забезпечує можливість обробки недорідних рідин, що сильно відрізняються за густиною. Внаслідок цього, апарати з механічним перемішуванням широко розповсюджені у хімічній, мікробіологічній, харчовій та інших галузях промисловості.

Згідно з ГОСТ 20680-75 при виконанні вертикальних реакторів передбачається використання 12 типів конструкцій мішалок для перемішування в рідкофазних системах. Найбільш ефективними при механічному перемішуванні вважаються турбінні і лопатеві відкриті мішалки з прямими і вигнутими лопатками (рис. 5.1).

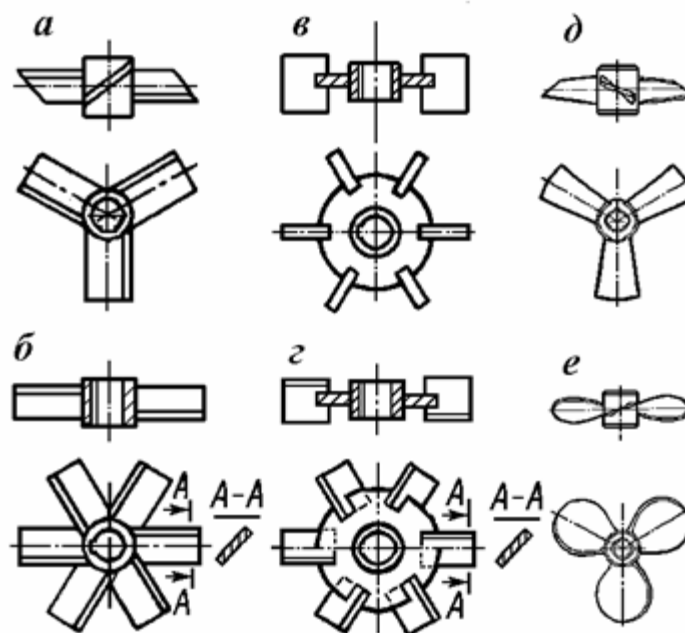


Рис. 5.1 - Перемішувальні пристрої швидкохідних мішалок:

а – три лопатева з похилими лопатями; б – шести лопатева з похилими лопатями; в – турбінна відкрита з прямими лопатями; г – турбінна відкрита з похилими лопатями; д – трилопатева (зварна) з похилими лопатями; е – пропелерна

Такі мішалки в реакторі створюють два циркуляційних контури – над мішалкою і під нею.

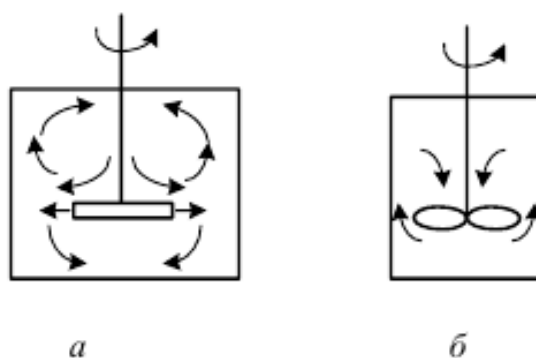


Рис. 5.2 - Кінематичні моделі потоків рідини при роботі турбінних (а) та пропелерних мішалок (б)

Найбільш ефективними пристроями при механічному перемішуванні вважаються турбінні відкриті мішалки з прямими і вигнутими лопатками. Така мішалка в реакторі створює два циркуляційних контури – над мішалкою і під нею.

Пласкі лопаті мішалок, поверхня опору яких перпендикулярна напрямку руху рідини, що переміщується не забезпечують гарного перемішвання в усіх шарах, через те, що створюють переважно горизонтальні напрямки струменів. При поверненні лопаті під деяким кутом до напрямку її руху виникають також і вертикальні напрямки струменів. Їх напрямок залежить від кута нахилу лопаті.

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-5

| | |
|------------|--|
| D | - діаметр апарата |
| H_p | - висота шару рідини в апараті |
| V_n | - номінальний об'єм |
| V_p | - об'єм рідини в апараті |
| d_m | - діаметр мішалки |
| n | - частота обертання |
| q_r | - витрати барботуючого газу |
| ρ_p | - густина рідини |
| μ_p | - в'язкість рідини |
| σ_p | - міжфазний натяг |
| D_p | - коефіцієнт дифузії речовини в рідині |

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.5.1.

Таблиця 5.1 - Основні технічні характеристики ферментера з відкритою шестилопатевою турбінною мішалкою

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | |
|-------|----------------|---------------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| D | м | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 |
| H_p | м | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 |
| V_n | м ³ | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 |

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | |
|------------|--------------|---------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| V_p | m^3 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| d_m | m | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,35 | 0,55 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,35 |
| n | s^{-1} | 5 | 5,5 | 6,0 | 4,5 | 6,5 | 6,5 | 4,5 | 6,0 | 5,5 |
| q_r | m^3/c | 0,08 | 0,09 | 0,1 | 0,07 | 0,1 | 0,08 | 0,09 | 0,1 | 0,07 |
| ρ_p | kg/m^3 | 1000 | 1000 | 1000 | 1000 | 1000 | 1000 | 1000 | 1000 | 1000 |
| μ_p | $Pa \cdot s$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ | $7,5 \cdot 10^{-4}$ |
| σ_p | N/m | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 |
| D_p | m^2/c | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ | $2,12 \cdot 10^{-9}$ |

Методика розрахунку

Розглянемо масоперенос в біореакторі з шестилопатевою турбінною відкритою мішалкою.

1. Розрахувати критерій Рейнольдса (Re_{Π}) при перемішуванні рідини:

$$Re_{\Pi} = n \cdot d_m^2 \cdot \rho_p / \mu_{\text{ж}} \quad (5.1)$$

2. Знайти критерій потужності K_N для даного типу мішалки при отриманому значенні числа Re (рис.5.3).

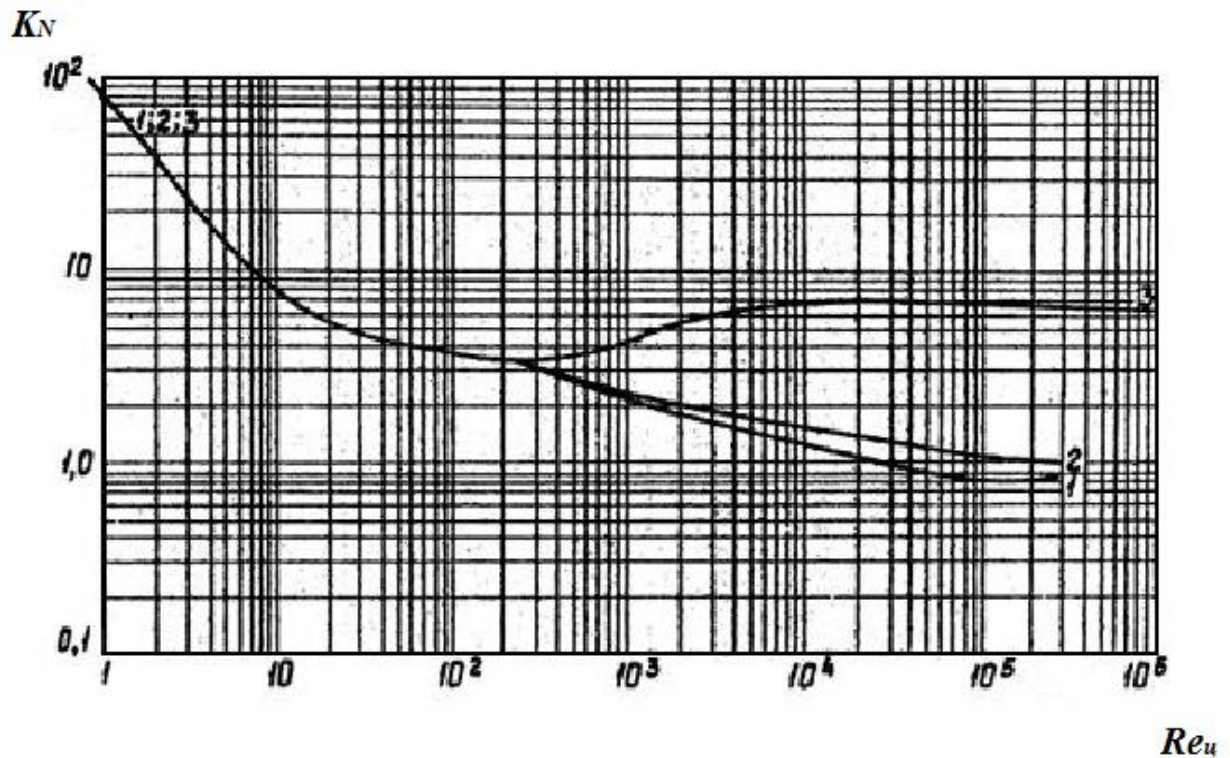


Рис.5.3 Залежність критерію потужності K_n від числа Re для апаратів з турбінними мішалками:

- 1 – в апараті без перегородок $\Gamma_D = 3$;
- 2 – в апараті без перегородок $\Gamma_D = 4$;
- 3 – в апараті з перегородками $\Gamma_D = 3 \div 4$.

3. Розрахувати потужність, що витрачається на перемішування гомогенної рідини (N_p), Вт:

$$N_p = K_n \cdot \rho_p \cdot n^3 \cdot d_m^5 \quad (5.2)$$

4. Розрахувати критерій витрати газу (фактор продуктивності), ($Q_{\text{вит}}$):

$$Q_{\text{вит}} = \frac{q_g}{n \cdot d_m^3} \quad (5.3)$$

5. Розрахувати потужність (N_{gp}), що витрачається на перемішування газорідинної суміші, Вт:

$$N_{gp} = N_p (1 - 1,26 \cdot Q_{\text{вит}}) \quad (5.4)$$

6. Розрахувати дисипацію енергії, що вводиться в об'єм рідини перемішуючим пристроєм (ε_k), Вт/м³:

$$\varepsilon_k = \frac{N_{zp}}{V_p} \quad (5.5)$$

7. Розрахувати приведену швидкість газу в апараті (ω_r), м/с:

$$\omega_r = \frac{q_r}{0,785D^2} \quad (5.6)$$

8. Розрахувати дисипацію енергії, що вводиться з барботуючим газом (ε_z), Вт:

$$\varepsilon_z = \rho_p g \omega_z \quad (5.7)$$

9. Розрахувати швидкість спливання газових бульбашок (ω_n), м/с:

$$\omega_n = 1,5 \left(\frac{\sigma_p}{\rho_p} g \right)^{0,25} \quad (5.8)$$

10. Розрахунок газовмісту проводимо методом послідовних наближень. Для початку приймаємо (φ_z) приблизно **0,1**.

Перше наближення (φ_z):

$$\varphi_z = \left(\frac{\omega_z \varphi_z}{\omega_n} \right)^{0,5} + 2,16 \cdot 10^{-4} \frac{\varepsilon_k^{0,4} \rho_p^{0,2}}{\sigma^{0,6}} \left(\frac{\omega_z}{\omega_n} \right)^{0,5} \quad (5.9)$$

Друге наближення (φ_z):

$$\varphi_z = \left(\frac{\omega_z \varphi_z}{\omega_n} \right)^{0,5} + 2,16 \cdot 10^{-4} \frac{\varepsilon_k^{0,4} \rho_p^{0,2}}{\sigma^{0,6}} \left(\frac{\omega_z}{\omega_n} \right)^{0,5} \quad (5.10)$$

11. Розрахувати середній розмір бульбашок (d_n), м:

$$d_n = 4,15 \left(\frac{\sigma^3}{\rho_p \varepsilon_k} \right)^{0,2} \varphi_z^{0,5} + 0,0009 \quad (5.11)$$

12. Розрахувати питому площу міжфазної поверхні «газ-рідина» (α), м²/м³:

Перша формула:

$$\alpha_1 = \frac{6\varphi_z}{d_n} \quad (5.12)$$

Друга формула:

$$\alpha_2 = 1,44 \left(\frac{\varepsilon_k^{0,4} \rho_p^{0,2}}{\sigma_z^{0,6}} \right) \cdot \left(\frac{\omega_z}{\omega_n} \right)^{0,5} \quad (5.13)$$

Приймаємо середнє значення: $\alpha = (\alpha_1 + \alpha_2)/2$.

13. Розрахувати поверхневий коефіцієнт масопереносу, (β_p), м/с:

$$\beta_p = 0,33 \left(\frac{n d_n d_m \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\mu_p}{D_p \rho_p} \right)^{0,5} \left(\frac{D_p}{d_n} \right) \quad (5.14)$$

14. Розрахувати об'ємний коефіцієнт масопереносу ($\beta_p \cdot \alpha$), с⁻¹:

$$\beta_p \cdot \alpha \quad (5.15)$$

15. Розрахувати об'ємний коефіцієнт масопереносу ($\beta_p \cdot \alpha$) за спрощеною методикою, с⁻¹:

$$\beta_p \cdot \alpha = 0,06 \left(\frac{\varepsilon_k + \varepsilon_z}{1000} \right)^{0,81} \quad (5.16)$$

16. Використовуючи значення ($\beta_p \cdot \alpha$), отримані в пп. 14 та 15, приймаємо найменше значення коефіцієнта.

Контрольні питання

1. Опишіть конструкцію і принцип дії ферментера з механічним перемішуванням.
2. Назвіть основні типи мішалок і особливості течії рідини при перемішуванні.
3. Дайте характеристику фізичного змісту критеріїв Рейнольдса, Фруда, потужності.
4. Яким чином здійснюється аерація і перемішування в апаратах цього типу.
5. Сформулюйте переваги і недоліки використання ферментерів цього типу.

Література: [2-4, 8-12]

Практична робота №6

РОЗРАХУНОК ПОТУЖНОСТІ, ЩО ВИКОРИСТОВУЄТЬСЯ ДЛЯ ПЕРЕМІШУВАННЯ В РЕАКТОРІ З МІШАЛКОЮ В ЦИРКУЛЯЦІЙНОМУ КОНТУРІ

Мета: ознайомитися із конструкційними особливостями біореактора з мішалкою в циркуляційному контурі, провести розрахунок потужності мішалки.

Короткі теоретичні відомості

Конструктивно апарат може бути виконаний у двох варіантах: з гвинтовою (пропелерною) мішалкою всередині циркуляційного стакану (рис.6.1) і з відкритою турбінною мішалкою, розташованою під циркуляційним стаканом.

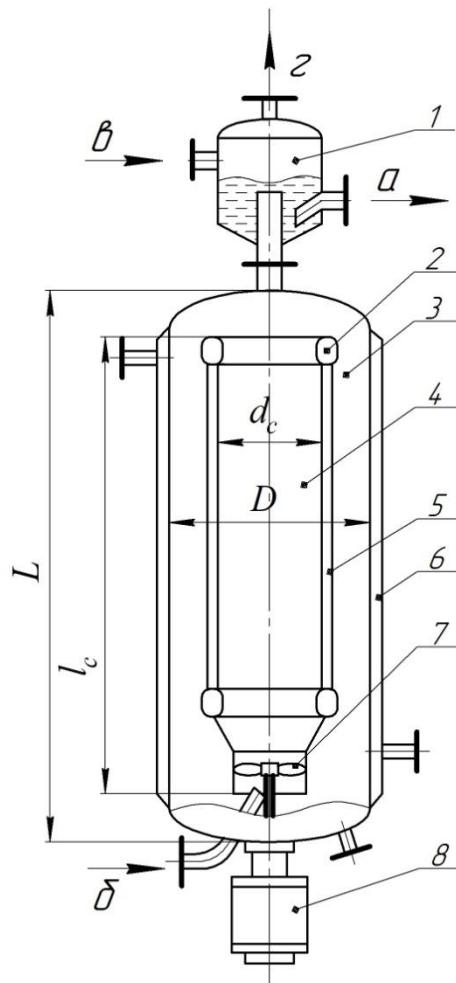


Рис.6.1 - Ферментер з гвинтовою мішалкою в циркуляційному контурі

Апарат (рис.6.1) виконаний у вигляді ємності (3). Всередині ємності встановлений циркуляційний стакан (4). Нижня частина стакану має зменшений переріз в якому розміщена гвинтова мішалка (7), що виконує роль осьового насоса. При нижньому розташуванні перемішуючого пристрою підвищуються вимоги до вузла герметизації вала, тому тут встановлюють торцеві ущільнення або використовують спеціальні електропроводи (8) з екрануючою гільзою [9]. В апаратах невеликих об'ємів теплообмінним елементом служить стінка ємності, що поміщена в сорочку (6). При збільшенні об'єму апарату, а отже, і теплового навантаження з'являється необхідність у додатковому теплообмінному елементі. В цьому випадку циркуляційний стакан виконують з кільцеподібно розташованих труб (5), з'єднаних одна з одною пластинами-перемичками і об'єднаних вгорі і внизу кільцевими колекторами (2). Апарат найбільш ефективно працює в умовах повного заповнення його об'єму газорідною сумішшю, тому відвід газу і рідини здійснюється через верхній штуцер, з'єднаний з сепаратором газорідної суміші (1). Газ подається під мішалку, де здійснюється його первинне диспергування.

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-6

- ρ_p - густина суспензії водневоокисних бактерій
- ν_p - в'язкість суспензії водневоокисних бактерій
- V - об'єм ферментера
- ϕ_T - газовміст ферментаційного середовища
- $V_{дц}$ - об'єм еліптичного днища

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.6.1.

Таблиця 6.1 - Основні технічні характеристики ферментера з мішалкою в циркуляційному контурі

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|-----------------|-------------------|---------------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| ρ_p | кг/м ³ | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 | 1100 |
| ν_p | Па·с | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ | $1 \cdot 10^{-6}$ |
| V | м ³ | 3 | 2,5 | 3,2 | 3,4 | 2,6 | 3,6 | 3,2 | 3,4 | 2,6 | 3,6 |
| φ_r | | 0,15 | 0,18 | 0,2 | 0,13 | 0,15 | 0,18 | 0,18 | 0,2 | 0,13 | 0,15 |
| $V_{\text{дц}}$ | м ³ | 0,87 | 0,725 | 0,928 | 0,986 | 0,754 | 1,04 | 0,928 | 0,986 | 0,754 | 1,04 |

Методика розрахунку

1. Розрахувати внутрішній діаметр апарата (D), м:

Приймаємо відношення висоти до діаметра ферментера $L/D=7$, де висота циліндру, його радіус і діаметр апарату поєднанні співвідношеннями:

$$L = \frac{V}{\pi \cdot r^2} \quad (6.1.1)$$

$$r = \frac{D}{2} \quad (6.1.2)$$

$$D = \frac{L}{7} \quad (6.1.3)$$

2. Розрахувати діаметр центрального циркуляційного стакану (d_c), м:

$$d_c = \frac{D}{\sqrt{2}} \quad (6.2)$$

3. Розрахувати об'єм циліндричної частини реактора ($V_{\text{ц}}$), м³:

$$V_{\text{ц}} = V - 2V_{\text{дц}} \quad (6.3)$$

4. Розрахувати висоту циліндричної частини ($L_{\text{ц}}$), м:

$$L_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ц}}}{\pi \cdot D^2 / 4} \quad (6.4)$$

5. Розрахувати висоту апарата (L), м:

$$L = L_y + 2L_{\text{дц}} \quad (6.5)$$

Приймаємо, що висота еліптичного днища $L_{\text{дц}}=0,2$ м.

6. Розрахувати відстані від крамок центрального стакану до днища і кришки ферментера (h), м:

$$h = \frac{d_c}{4} \quad (6.6)$$

7. Розрахувати висоту циркуляційного стакану (L_c), м:

$$L_c = L - 2h \quad (6.7)$$

8. Розрахувати витрати циркуляційної рідини, ($q_{\text{рц}}$), м³/с:

$$q_{\text{рц}} = 0,785 \cdot d_c^2 \cdot \omega_p \quad (6.8)$$

Приймаємо, що швидкість рідини в кільцевому зазорі між стінкою ємності і центральним стаканом $\omega_p = 0,50$ м/с.

9. Розрахувати критерій Рейнольдса при русі газовмісної суміші в центральному стакані, (Re_p):

$$Re_p = \frac{\omega_p \cdot d_c}{\nu_p (1 - \varphi_2)} \quad (6.9)$$

10. Розрахувати коефіцієнт гідравлічного тертя (λ_1):

$$\lambda_1 = 0,11 \left(\frac{10}{Re_p} + \frac{1,16\Delta}{d_c} \right)^{0,25} \quad (6.10)$$

Приймаємо, що шорсткість стінки $\Delta=0,0005$ м.

11. Розрахувати напір при гідравлічному терті в центральному стакані апарата (H_1), м:

$$H_1 = \lambda_1 \frac{L_c \omega_p^2}{d_c 2g(1 - \varphi_2)} \quad (6.11)$$

12. Розрахувати діаметр кільцевого зазора (d_3), м:

$$d_3 = D - d_c \quad (6.12)$$

13. Розрахувати критерій Рейнольдса при русі газорідинної суміші в кільцевому зазорі (Re_p):

$$Re_p = \frac{\omega_p d_z}{\nu_p (1 - \varphi_z)} \quad (6.13)$$

14. Розрахувати коефіцієнт гідравлічного тертя (λ_2):

$$\lambda_2 = 0,11 \left(\frac{10}{Re_p} + \frac{1,16\Delta}{d_c} \right)^{0,25} \quad (6.14)$$

15. Розрахувати втрати напору на гідравлічне тертя в кільцевому зазорі H_2 , м:

$$H_2 = \lambda_2 \cdot \frac{L_c \omega_p^2}{d_z 2g(1 - \varphi_z)} \quad (6.15)$$

16. Розрахувати геометричний параметр X :

$$X = \frac{4hd_c}{D^2} \quad (6.16)$$

17. Розрахувати коефіцієнту гідравлічного опору при повороті потоку із центрального стакана в кільцевий зазор ζ_3 , при $0,5 < X < 0,8$:

$$\zeta_3 = 1,3 \cdot X^{-0,6} \quad (6.17)$$

18. Розрахувати втрати напору при переході газовмісної суміші із циркуляційного стакана в кільцевий зазор (H_3), м:

$$H_3 = \xi_3 \frac{\omega_p^2}{2g(1 - \varphi_z)} \quad (6.18)$$

19. Розрахувати коефіцієнт опору при переході потоку із кільцевого перерізу в циркуляційний стакан, враховуючи його звужений переріз (ξ_4):

$$\xi_4 = 1,9 X^{-0,6} \quad (6.19)$$

20. Розрахувати втрати напору при переході потоку із кільцевого перерізу в циркуляційний стакан (H_4), м:

$$H_4 = \xi_4 \frac{\omega_p^2 d_c^4}{2g(1 - \varphi_z) d_m^4} \quad (6.20)$$

Приймаємо, що діаметр мішалки $d_m = 0,4$ м.

21. Розрахувати сумарні втрати напору в циркуляційному контурі (H), м:

$$H = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 \quad (6.21)$$

22. Розрахувати температурний коефіцієнт напору (K_H):

$$K_H = 0,81(\lambda_1 \frac{l_c}{d_c} + \lambda_2 \frac{l_c}{d_c} + \xi_3 + \xi_4 \frac{d_c^4}{d_m^4}) \cdot \frac{q_{pu}^2}{(1 - \varphi_2)n^2 d_m^2 d_c^4} \quad (6.22)$$

Приймаємо, що частота обертання мішалки $n=5 \text{ c}^{-1}$.

23. Розрахувати коефіцієнт витрат (K_q):

$$K_q = \frac{q_{pu}}{n d_m^3} \quad (6.23)$$

24. Визначаємо гідравлічний ККД мішалки (η), згідно графіка $K_H = f(K_q)$ (рис.6.2). В якості перемішуючого пристрою вибираємо трьохлопатову мішалку. Приймаємо, що ширина лопатей становить $b=0,122 \text{ м}$, кут нахилу лопатей до горизонталі $\alpha=24^\circ$.

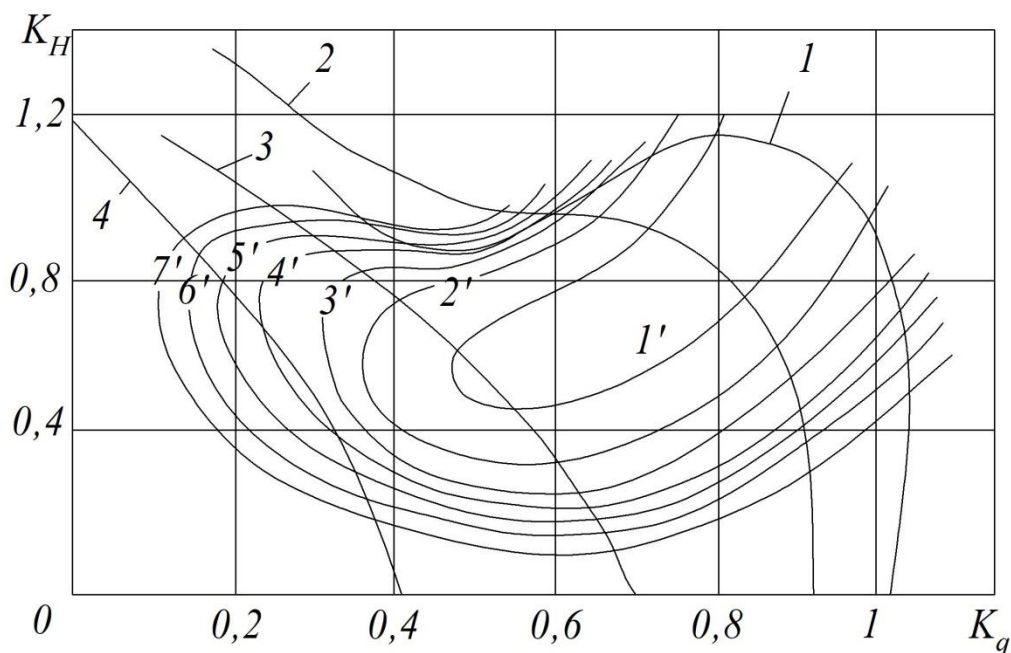


Рис.6.2 - Характеристика трьохлопатових мішалок при $b' = 0,3$:

1 - $\alpha=45^\circ$; 2 - $\alpha=35^\circ$; 3 - $\alpha=24^\circ$; 4 - $\alpha=15^\circ$;

1' - $\eta=0,7$; 2' - $\eta=0,65$; 3' - $\eta=0,6$; 4' - $\eta=0,55$; 5' - $\eta=0,5$; 6' - $\eta=0,45$; 7' - $\eta=0,4$

Відносна ширина лопатей (b') становить:

$$b' = b/d_m \quad (6.24)$$

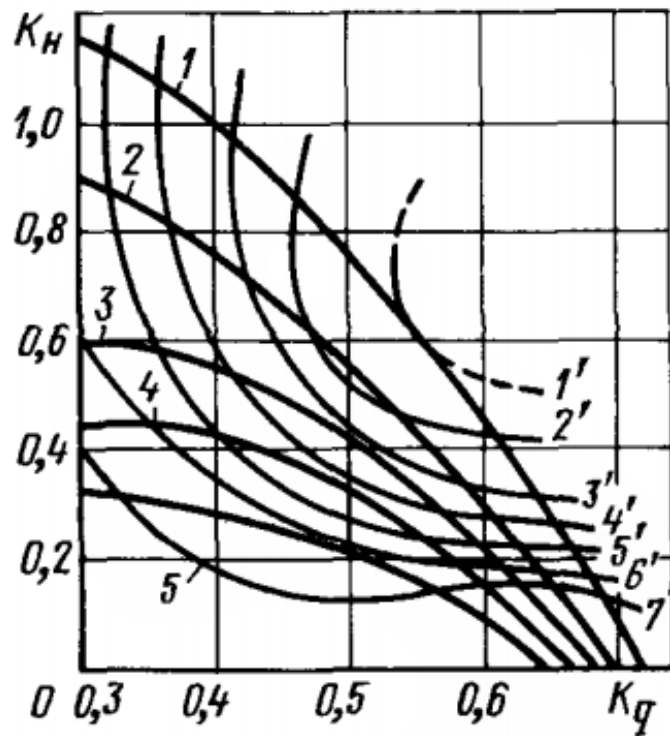


Рис.6.3 - Характеристика трьохлопатевих мішалок при $\alpha = 24^\circ$:

1 – $b' = 0,4$; 2 – $b' = 0,3$; 3 – $b' = 0,2$; 4 – $b' = 0,15$; 5 – $b' = 0,1$;

1' – $\eta = 0,75$; 2' – $\eta = 0,70$; 3' – $\eta = 0,65$; 4' – $\eta = 0,60$; 5' – $\eta = 0,55$; 6' – $\eta = 0,5$;

7' – $\eta = 0,40$

25. Розрахувати гідравлічну потужність (N_n), Вт:

$$N_n = H \cdot \rho_p (1 - \varphi_z) g q_p \quad (6.24)$$

26. Розрахувати потужність мішалки (N_p), Вт:

$$N_p = \frac{N_n}{\eta} \quad (6.25)$$

Контрольні питання

1. Опишіть конструкцію і принцип дії ферментера з мішалкою в циркуляційному контурі.
2. До якого типу за типом підведення енергії відноситься біореактор з мішалкою в циркуляційному контурі?
3. Які типи мішалок використовуються в промислових біореакторах?
5. Від яких параметрів залежить потужність мішалки?
6. Сформулюйте переваги і недоліки використання біореакторів з мішалкою в циркуляційному контурі.

Література: [2-4, 6, 8]

Практична робота №7

РОЗРАХУНОК ВИТРАТИ ПОВІТРЯ, ЩО НАДХОДИТЬ В ШАХТНИЙ АЕРАТОР

Мета: ознайомитися із конструкцією струменевих біореакторів і особливостями шахтного аератора фірми «Фогельбуш», провести розрахунок витрати повітря в шахтному аераторі.

Короткі теоретичні відомості

Принцип роботи струменевих біореакторів заснований на тому, що струмінь рідини, що витікає з насадка формує потік газорідинної суспензії. Ферментер струминного типу (рис. 7.1) поєднує наявність типових конструкційних елементів — зовнішнього циркуляційного контуру з насосом і за необхідності з виносним теплообмінником, ежектора та елементів конструкції аераційного пристрою — струминного аератора, що формує направлений потік газорідинної дисперсії. Циркуляційні насоси дозволяють сформувати два типи струминного потоків у зовнішньому циркуляційному контурі ферментеру — падаючий та затоплений струмінь культуральної рідини.

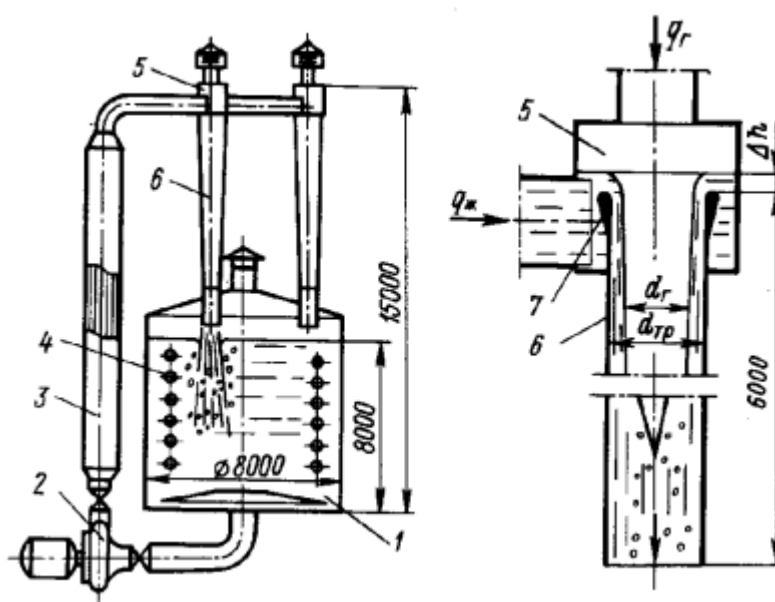


Рис. 7.1 - Біореактор з шахтним аератором фірми «Фогельбуш»

Струменеві біореактори австрійської фірми «Фогельбуш» (Vogelbusch) представляють використовуються для великотоннажних виробництв. Принципова схема апарату представлена на рис. 7.1. Він складається з ємності (1), циркуляційного насоса (2), теплообмінних елементів (3 і 4) і аераційного шахтного пристрою (6) для плівково-струминного витікання рідини. Шахтний пристрій є основним елементом апарату, що визначає умови аерацію рідини. Принцип його роботи наступного. Рідина, що захоплюється насосом (2) з ємності (1), після теплообмінника (3) подається в розподільну коробку (5). Огинаючи верхню закруглену крайку труби (7) рідина надходить до неї у вигляді кільцевого потоку досить великої товщини. Стікаючи вниз по трубі (5) з наростаючою швидкістю, рідина захоплює за собою газ. Ефективному захопленню газу сприяють два фактори: шорсткість поверхні розділу фаз і дотична напруга на кордоні розподілу газ - рідина. У міру стікання рідини вона так насичується газом, що в нижньому перетині труби (6) утворюється газорідинна суміш. При падінні її з великою швидкістю на поверхню рідини, що знаходиться в ємності (1) відбувається додатковий захват газу. У верхній частині ємності (1) утворюється газорідинна система, розміри бульбашок в якій, складають менше 3 мм. Продуктивність насоса (2) підбирається таким чином, щоб справжня швидкість спрямованого вниз руху рідини в ємності (1) була вищою за швидкість спливання газового пухирця. При цій умові весь обсяг ємності (1) буде заповнений газорідинною сумішшю. Насос фірми «Фогельбуш» має триступеневий ротор. Перший ступінь працює за принципом осьового насоса і подає піну в другий ступінь. В другому ступені відцентрового типу забезпечує відбувається часткове виділення газу з рідини. Додаткова сепарація газу здійснюється в третьому ступені насосу. В цілому в насосі сепарується до 30% газу, що надходить в нього з газожидкостной сумішшю. Це збільшує до 75% ККД насоса і одночасно забезпечує відведення вуглекислого газу з циркулюючої культуральної рідини. Однією з переваг даного струминного ферментера є висока кратність циркуляції рідини, при якій її об'єм проходить через аератори і холодильники 1 - 1,5 рази на хвилину. Цим досягається багаторазове оновлення міжфазної поверхні, інтенсифікація масообміну і забезпечуються

хороші умови тепловідведення. Однак, при великій кратності циркуляції зростає потужність, споживана насосами.

В таблиці (7.1) наведені основні показники роботи та характеристики ферментаторів фірми "Фогельбуш" (апарат 1 - характеристики, отримані при випробуваннях, апарат 2 та 3- характеристики, отримані при проектних розробках).

Таблиця 7.1 - Основні показники роботи та характеристики ферментаторів фірми "Фогельбуш"

| Позн. | Назва показника | од. вим. | Номер апарата | | |
|----------|---|-----------------------|---------------|------|------|
| | | | 1 | 2 | 3 |
| V_n | Номінальний об'єм | м ³ | 40 | 400 | 1000 |
| D | Діаметр чана | м | 2,35 | 8 | 11,5 |
| V_p | Об'єм рідини в апараті | м ³ | 20,5 | 130 | 400 |
| n_a | Число аераторів | | 1 | 3 | 20 |
| n_n | Число насосів | | 1 | 1 | 10 |
| Q | Загальна потужність насосів | кВт | 105 | 220 | 2200 |
| q_p | Витрати циркулюючої рідини | м ³ /с | 0,39 | 1,01 | 12,2 |
| q_r | Витрати повітря, що надходить в аератор | м ³ /с | 0,55 | 1,4 | 16,5 |
| μ | Густина газорідинної суміші | кг/м ³ | 440 | 400 | 440 |
| | Поглинання кисню | кгО ₂ /год | 180 | 410 | 4800 |
| W | Питома витрата енергії | кВт/кг | 0,5-0,58 | | |
| $d_{тр}$ | Діаметр труби аератора у верхній його частині | м | 0,8 | 1,2 | 3,2 |

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.7.2.

Таблиця 7.2 - Основні технічні характеристики ферментера з мішалкою в циркуляційному контурі

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | | |
|----------|-----------------------|---------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| q_p | $\text{м}^3/\text{с}$ | 0,4 | 0,42 | 0,44 | 0,46 | 0,38 | 0,36 | 0,34 | 0,32 | 0,36 | 0,4 |
| q_r | $\text{м}^3/\text{с}$ | 0,55 | 0,57 | 0,6 | 0,63 | 0,61 | 0,55 | 0,57 | 0,6 | 0,63 | 0,61 |
| $d_{тр}$ | м | 0,8 | 0,81 | 0,82 | 0,81 | 0,8 | 0,79 | 0,78 | 0,77 | 0,79 | 0,8 |

Методика розрахунку

1. Розрахувати шар рідини над зливним краєм труби Δh , м:

$$\Delta h = 0,68 \left(\frac{q_p}{\pi \cdot d_{mp}} \right)^{2/3} \quad (7.1)$$

2. Розрахувати швидкість витікання рідини (ω_p), м/с:

$$\omega_p = (2 \cdot g \cdot \Delta h)^{1/2} \quad (7.2)$$

3. Розрахувати діаметр перерізу газового потоку (d_z), м:

$$d_z = \left[d_{mp}^2 - \frac{4q_p}{\pi \cdot \omega_p} \right]^{1/2} \quad (7.3)$$

4. Приймаємо попередньо величину коефіцієнта пропорційності (K_2):

$$K_2 = \frac{\omega_p}{\omega_z} = 1,2 \quad (7.4)$$

де ω_r – швидкість газового потоку

5. Розрахувати витрата газу, що захоплюється рідиною (q_z), $\text{м}^3/\text{с}$:

$$q_z = \frac{\pi \cdot d_z \cdot \omega_p}{4K_2} \quad (7.5)$$

6. Розрахувати швидкість витрати газу у трубі (ω_z), м/с:

$$\omega_z = \frac{4q_z}{\pi d_z^2} \quad (7.6)$$

7. Розрахувати критерій Рейнольдса для потоку повітря (Re_z):

$$Re_z = \frac{\omega_z \cdot d_z}{\nu_z} \quad (7.7)$$

8. Уточнюємо величину коефіцієнта пропорційності (K_2):

$$K_2 = \frac{1,64}{Re_z^{0,026}} \quad (7.8)$$

9. Уточнюємо розрахунок витрат газу, що захоплюється рідиною (q_z), м³/с:

$$q_z = \frac{\pi \cdot d_z \cdot \omega_p}{(4K_2)} \quad (7.9)$$

За даними таблиці (7.1) значення витрати повітря q_z повинне бути близьким до розрахункового значення q_z .

Контрольні питання

1. Опишіть конструкцію і принцип дії струменевих біореакторів.
2. Назвіть переваги і недоліки струменевих біореакторів.
3. Опишіть конструкцію і принцип дії шахтного аератора фірми «Фогельбуш».
4. Назвіть переваги і недоліки шахтного аератора фірми «Фогельбуш».
5. До якого типу за типом підведення енергії відносяться струменеві біореактори?
7. Від яких параметрів залежить розрахунок витрат повітря, що захоплюється рідиною?

Література: [2-4, 6, 8]

Практична робота № 8

РОЗРАХУНОК ПОТУЖНОСТІ, НЕОБХІДНОЇ ДЛЯ РОТОРНОГО ПІНОГАСНИКА УДАРНО-ЗСУВНОЇ ДІЇ

Мета: ознайомитися з конструкцією піногасника ударно-зсувної дії, розрахувати потужність, що витрачається піногасником.

Короткі теоретичні відомості

В піногасниках ударно-зсувної дії піна руйнується за рахунок ударного впливу чи зсувних деформацій, що викликаються обертанням дисків, лопатей, або струменів рідини, що розприскуються ротором, який обертається.

Піногасник з роздільним відводом піни (рис.8.1) має сепараційну камеру (3), що знаходиться поза зоною ціноутворення. Первинна піна подається на ротор (2) по трубопроводу (1). Вторинна піна відводиться з сепараційної камери через штуцер (4) і може бути направлена на подальшу переробку або повернена в апарат в частину обробки первинної піни.

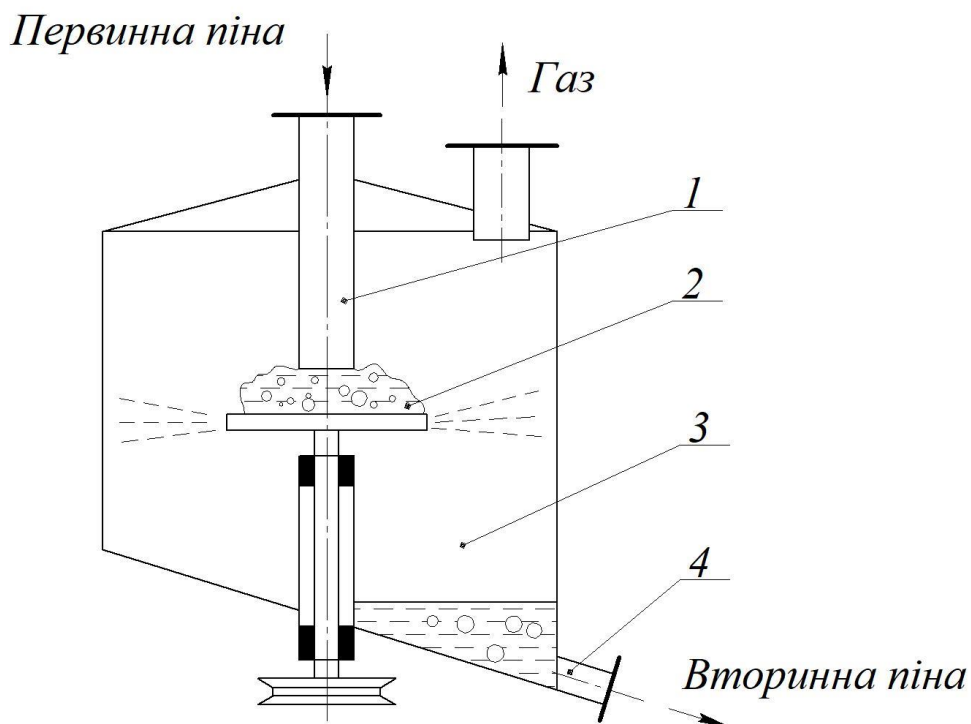


Рис.8.1 - Піногасник ударно-зсувної дії

Завіса із струменів і крапель, яка охоплює активну зону піногасіння є основною перепорою для проходження піни. Руйнування піни відбувається як рідиною самою піни, так і додатковою, в якості якої може бути використана рідина культурального середовища або хімічний піногасник. Число піногасників, що встановлюються для обслуговування ферментера залежить від його діаметру. В разі, якщо активна зона піногасіння охоплює весь переріз ферментера, то достатньо одного піногасника.

Перелік умовних позначень для проведення розрахунків ПР-8

| | |
|----------|--|
| d_p | - діаметр ротора піногасника |
| D | - діаметр ферментера |
| n | - частота обертання ротору |
| V_n | - номінальний об'єм ферментера |
| q_g | - об'ємна витрата газу |
| χ | - показник піноутворюючої здатності ферментаційного середовища |
| q_p | - об'ємна витрата культуральної рідини, яка додатково подається в камеру піногасника для розпилювання через радіальні канали |
| ρ_p | - густина ферментаційного середовища |
| μ_p | - динамічна в'язкість ферментаційного середовища |

Вихідні дані для розрахунку наведені в табл.8.1.

Таблиця 8.1 Основні технічні характеристики роторного піногасника ударно-зсувної дії

| Позн. | Од. вим. | Варіанти індивідуальних завдань | | | | | | | | |
|----------|--------------|---------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| d_p | м | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 |
| D | м | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 | 1,6 |
| n | c^{-1} | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 |
| V_H | m^3 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 |
| q_r | m^3/c | 0,08 | 0,09 | 0,095 | 0,1 | 0,085 | 0,12 | 0,1 | 0,095 | 0,09 |
| χ | | 0,35 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,35 | 0,4 | 0,45 | 0,5 | 0,35 |
| q_p | m^3/c | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 | 0,0003 |
| ρ_p | $кг/м^3$ | 1010 | 1010 | 1010 | 1010 | 1010 | 1010 | 1010 | 1010 | 1010 |
| μ_p | $Па \cdot c$ | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 | 0,0014 |

Методика розрахунку

1. Розрахувати приведену швидкість газу в апараті ω_r , м/с:

$$\omega_r = \frac{4q_z}{\pi D^2} \quad (8.1)$$

2. Розрахувати максимально допустимий коефіцієнт заповнення ферментера (K_3):

$$K_3 = 0,38\chi^{0,6} + \frac{0,1\chi^{0,5}}{\omega_r^{0,6}} \quad (8.2)$$

3. Розрахувати максимальну частку рідини в шарі піни, що досягає піногасника, $((1 - \varphi_n)_{\max})$:

$$(1 - \varphi_n)_{\max} = K_3 - 0,38\chi^{0,6} \quad (8.3)$$

4. Розрахувати газовміст первинної піни в граничному режимі в зоні ротора (φ_{\min}):

$$\varphi_{\min} = 1 - (1 - \varphi_n)_{\max} \quad (8.4)$$

5. Розрахувати лінійну швидкість диска ротора ($\omega_{\text{лін}}$), м/с:

$$\omega_{\text{лін}} = \pi \cdot d_p \cdot n \quad (8.5)$$

6. Розрахувати потужність, споживану піногасником в граничному режимі (N), Вт:

$$N = \left[\frac{q_z (1 - \varphi_n)_{\max}}{\varphi_{n \min}} + q_p \right] \cdot \rho_p \omega_{\text{лін}}^2 / 8 + 10000 \mu_p (1 - \varphi_n)_{\max}^{1,2} \omega_{\text{лін}}^{1,2} \quad (8.6)$$

Контрольні питання

1. Опишіть конструкцію і принцип дії піногасника ударно-зсувної дії.
2. Яким чином здійснюється руйнування піни в піногаснику цього типу?
3. Назвіть основи види піногасіння в біореакторах.
4. Від яких показників залежить розрахунок потужності, необхідної для роторного піногасника ударно-зсувної дії?

Література: [3, 4, 6, 8, 17]

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Атлас з курсу «Реактори біотехнологічних виробництв» для студентів напряму підготовки 6.050503 «Машинобудування» / Уклад.: В.М. Мельник, В.В. Карачун, С.В. Фесенко. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. - 109 с.
2. В.М. Мельник, М.С. Тривайло, В.В. Карачун; Масообмін і аерація в біореакторах [Текст]: моногр./ Тривайло М.С. Карачун В.В. // НТУУ «КПІ». – Київ.: «Корнійчук», 2008. – 96 с.
3. Соколов В.Н., Яблокова М.А. Аппаратура микробиологической промышленности. - Л.: Машиностроение. Ленинград. отд.- ие, 1988. - 278 с.
4. Бортников И.И., Босенко А.М. Машины и аппараты микробиологических производств. - Минск.: Вышейн. шк. 1982.- 288 с.
5. Биотехнология: Биологические агенты, технология, аппаратура./ Под ред. УЗ. Виеспура. - Рига: Зинажне, 1980.- 263 с.
6. Суруханов А.В., Быков В.А., Оборудование микробиологических производств: Справочник. -М.: „Колос", 1993. - 384 с. с ил.
7. Смирнов Н.Н. Биохимические реакторы. - Л.: Химия, 1987.- 72 с.
8. Ганзюк Ю.М. Біохімічні реактори. Конструкції та основи розрахунку. Навч. посібник. -К.: ІСДО, 1994.- 108 с.
9. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю.И. Дытнерского/. - М.: Химия, 1991. - 496 с.
10. Москвичев М.С., Складиев А.А., Котов В.Б. Общая технология микробиологических производств. - М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. -264 с.
11. Федосеев К.Г. Физические основы и аппаратура микробиологического синтеза биологически активных соединений. - М.: Медицина, 1991. - 544 с.
12. В.М. Мельник, М.С. Тривайло, В.В. Карачун; Масообмін і аерація в біореакторах [Текст]: моногр./ Тривайло М.С. Карачун В.В. // НТУУ «КПІ». – Київ.: «Корнійчук», 2008. – 96 с.
13. Сидоров, Ю.І., Влязло Р.Й., Новіков В.П. Процеси і апарати мікробіологічної

- промисловості. Львов: Інтеллект-Захід, 2008. — 737 с.
- 14.Оборудование биотехнологических производств : уч.пособ. для вузов/И.А.Евдокимов и др., под ред. И.А.Евдокимова.-М.:Из-во ЮРАЙТ, 2020.-206 с.
 - 15.Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий. Ч 1. С.-Пб.: АНО-НПО «Профессионал».- 2004.-848 с.
 - 16.Луканин А.В. Инженерная биотехнология. Процессы и аппараты микробиологических производств.-М.:ИНФРА-М.-2018.-481 с.
 - 17.Винаров А. Ю. Ферментационные аппараты для процессов микробиологического синтеза/под ред. В.А.Быкова.-М.: ДеЛиПринт,-2005.- 278 с.
 - 18.Калунянц К.А., Голгер Л.И., Балашов В.Е. Оборудование биотехнологических производств. - М.: Агропромиздат, 1987.- 397 с.
 - 19.Кантере В.М., Мосичев М.С., Дорошенко М.И. и др. Основы проектирования предприятий микробиологической промышленности.-М.: Агропромиздат, 1987.- 304 с.
 - 20.Соколов В. Н., Доманский И. В. Газожидкостные реакторы. Л., «Машиностроение» (Ленингр. отд-ние), 1976.- 216 с.
 - 21.Айба Ш., Хемфри А., Миллис Н. Биохимические технологии и аппаратура. - М.: Пищевая промышленность, 1975. - 279 с.
 - 22.Основы фармацевтической биотехнологии: Учебное пособие / Т.П. Прищеп, В.С. Чучалин, К.Л. Зайков, Л.К. Михалева. – Ростов-на-Дону.: Феникс; Томск: Издательство НТЛ, 2006. - 256 с.
 - 23.Биотехнология: Учебное пособие для студентов высших фармацевтических учебных заведений. — 3-е изд., стер. — М.: Академия, 2008. — 256 с.

ДОДАТКИ

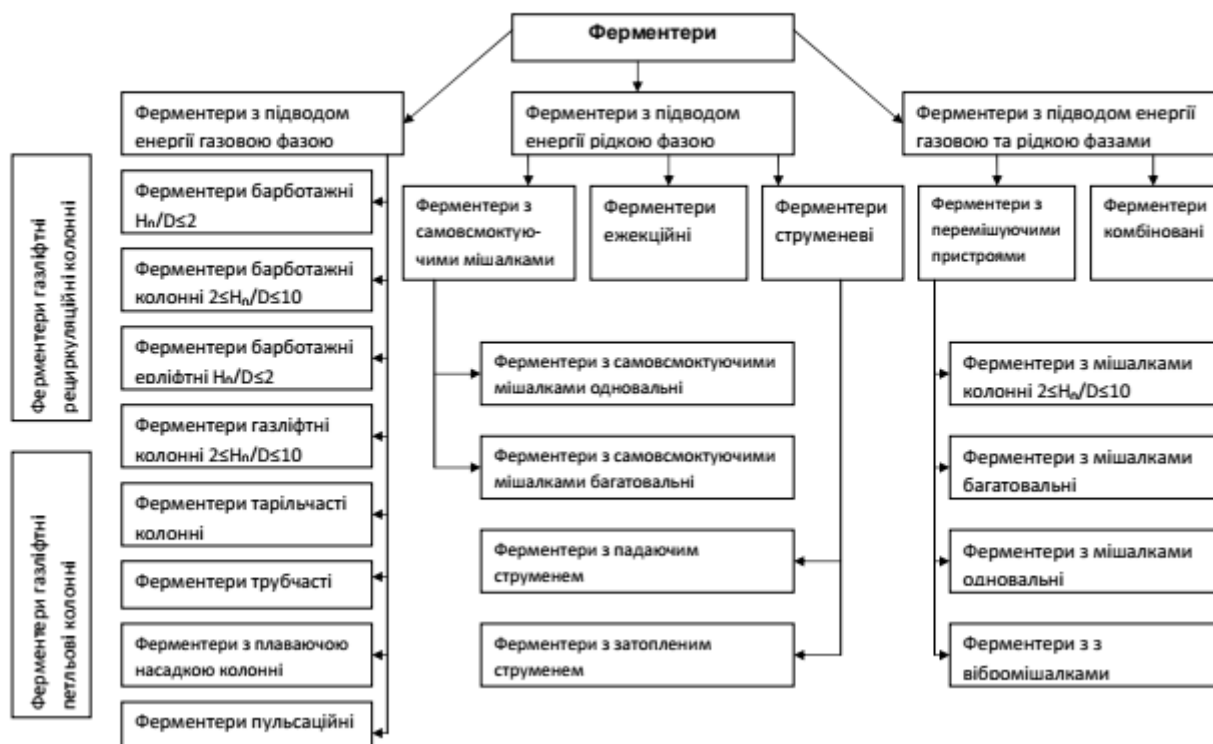


Рис.Д.1. Класифікація біореакторів для аеробних процесів біосинтезу за типом введення енергії на перемішування

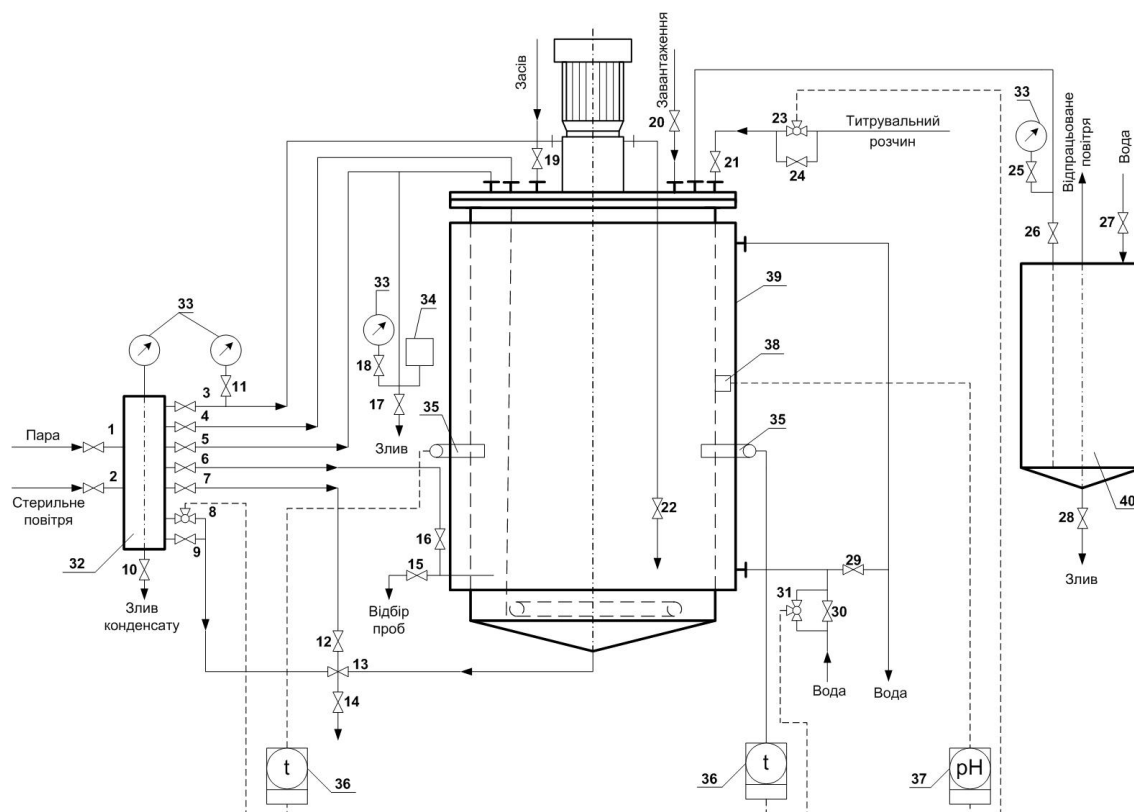


Рис.Д.2. Схема обв'язки ферментера: 1 – вхід пари; 2 – вхід стерильного повітря; 3 – вхід стерильного повітря або пари до корпусу ущільнення; 4 – вихід пари або стерильного повітря до барботера; 5 – вхід пари або стерильного повітря в ферментатор зверху; 6 – вихід пари або стерильного повітря до відбірників проб; 7 – вихід пари або стерильного повітря; 8 – байпасний пристрій з пневматичним регулюючим клапаном вхід пари; 9 – подача пари або стерильного повітря в ферментатор знизу; 10 – злив конденсату; 11 – манометр; 12 – клапан; 13 – зливна труба; 14 – запірний клапан; 15 – кран відбору проб; 16 – вхід пари або стерильного повітря при відборі проб; 17 – патрубок для приєднання контрольного манометра; 18, 25 – манометри; 19 – клапан для подачі посівного матеріалу; 20 – завантаження культури; 21, 23 – подача титрувального розчину; 22 – вихід пари або повітря з корпусу ущільнення; 24 – байпас для подачі титрувального розчину; 26 – підведення відведеного з ферментатора повітря; 27 – підведення води; 28 – зливний кран; 29 – кран для зливу води з сорочки; 30 – кран для подачі охолоджуючої води; 31 – байпас для подачі охолоджуючої води; 32 – гребінка; 33 – манометр; 34 – запобіжний клапан; 35 – датчик температури; 36, 37 – вторинні прилади; 38 – датчик рН-метра; 39 – ферментер; 40 – пристрій для очищення повітря.